

**DISEÑO DE UNA ESTRATEGIA DE CONTROL EN UN TACHO CONTINUO  
VERTICAL**

**LEIDY TATIANA ROJAS FORERO  
MIGUEL ALEJANDRO SUAREZ USSA**

**UNIVERSIDAD AUTONOMA DE OCCIDENTE  
FACULTAD DE INGENIERIA  
PROGRAMA DE INGENIERÍA MECATRÓNICA  
SANTIAGO DE CALI  
2015**

**DISEÑO DE UNA ESTRATEGIA DE CONTROL EN UN TACHO CONTINUO  
VERTICAL**

**Pasantía de Investigación para optar el título de  
Ingeniero Mecatrónico**

**Director  
JUAN CARLOS MENA MORENO  
Master en Ingeniería con énfasis en Electrónica**

**UNIVERSIDAD AUTONOMA DE OCCIDENTE  
FACULTAD DE INGENIERIA  
PROGRAMA DE INGENIERÍA MECATRÓNICA  
SANTIAGO DE CALI  
2015**

**Nota de aceptación:**

**Aprobado por el Comité de Grado en cumplimiento de los requisitos exigidos por la Universidad Autónoma de Occidente para optar al título de Ingeniero Industrial**

**Jimmy Tombé Andrade**

---

**Jurado**

**Diego Martínez Castro**

---

**Jurado**

**Santiago de Cali, 04 de Agosto de 2015**

## **CONTENIDO**

	<b>Pág.</b>
<b>RESUMEN</b>	<b>13</b>
<b>INTRODUCCIÓN</b>	<b>14</b>
<b>1. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA</b>	<b>15</b>
<b>2. JUSTIFICACIÓN</b>	<b>17</b>
<b>3. ANTECEDENTES</b>	<b>19</b>
<b>3.1 ESTUDIO REALIZADO A UN CUARTO DE AZÚCAR DE REMOLACHA</b>	<b>19</b>
<b>3.2 ESTUDIO REALIZADO A UN PROCESO DE CRISTALIZACIÓN BATCH IMPLEMENTANDO ESTRATEGIAS DE CONTROL PREDICTIVO</b>	<b>20</b>
<b>3.3 ESTADO DEL ARTE DE UNA TESIS DE MAESTRÍA EN INGENIERÍA CON ÉNFASIS EN AUTOMÁTICA</b>	<b>20</b>
<b>4. MARCO TEÓRICO</b>	<b>22</b>
<b>4.1 FUNDAMENTOS DE LA CRISTALIZACIÓN</b>	<b>22</b>
<b>4.1.1 Solubilidad y sobresaturación</b>	<b>22</b>
<b>4.1.2 Nucleación y crecimiento de cristales</b>	<b>24</b>
<b>4.2 CRISTALIZACIÓN</b>	<b>25</b>
<b>4.3 TACHO</b>	<b>26</b>
<b>4.3.1 Tacho discontinuo</b>	<b>27</b>
<b>4.3.2 Tacho continuo</b>	<b>28</b>

<b>4.4 ESTRATEGIAS DE CONTROL</b>	<b>30</b>
<b>4.4.1 Controlador PID</b>	<b>30</b>
<b>4.4.2 Control anticipado (feedforward)</b>	<b>31</b>
<b>4.4.3 Control cascada</b>	<b>33</b>
<b>4.4.4 Control selectivo</b>	<b>34</b>
<b>4.4.5 Control de relación</b>	<b>34</b>
<b>4.4.6 Control multivariable</b>	<b>34</b>
<b>4.4.7 Control predictivo basado en modelo</b>	<b>35</b>
<b>5. OBJETIVOS</b>	<b>37</b>
<b>5.1 OBJETIVO GENERAL</b>	<b>37</b>
<b>5.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS</b>	<b>37</b>
<b>6. METODOLOGÍA</b>	<b>38</b>
<b>6.1 ETAPAS DEL PROYECTO</b>	<b>38</b>
<b>6.1.1 Definición de los índices de desempeño</b>	<b>38</b>
<b>6.1.2 Desarrollo del modelo matemático del tacho continuo vertical.</b>	<b>38</b>
<b>6.1.3 Explorar técnicas de control viables al proceso de cristalización.</b>	<b>39</b>
<b>6.1.4 Diseñar la estrategia de control seleccionada</b>	<b>39</b>
<b>6.1.5 Simulación del proceso con la estrategia de control</b>	<b>39</b>
<b>7. DEFINICIÓN DE LOS ÍNDICES DE DESEMPEÑO</b>	<b>40</b>
<b>7.1 ETAPAS DEL PROCESO</b>	<b>41</b>

<b>7.2 DESCRIPCIÓN DEL TACHO CONTINUO POR EVAPORACIÓN AL VACÍO A TRABAJAR</b>	<b>43</b>
<b>7.3 MODELO ESTÁTICO DE UN TACHO CONTINUO PARA EL PROCESO DE CRISTALIZACIÓN DEL AZÚCAR</b>	<b>46</b>
7.3.1 Balance de masa	47
7.3.2 Balance de energía	52
<b>7.4 PLANTEAMIENTO ÍNDICES DE DESEMPEÑO</b>	<b>55</b>
7.4.1 Selección índice de desempeño	57
<b>8. MODELO DINÁMICO DE UN TACHO CONTINUO PARA EL PROCESO DE CRISTALIZACIÓN DEL AZÚCAR</b>	<b>59</b>
<b>8.1 VALIDACIÓN DE LOS MODELOS</b>	<b>63</b>
<b>9. EXPLORACIÓN DE TÉCNICAS DE CONTROL VIABLES AL PROCESO</b>	<b>75</b>
9.1 CONTROL PREDICTIVO BASADO EN MODELOS (MPC)	76
<b>10. DISEÑO DE LA ESTRATEGIA DE CONTROL</b>	<b>79</b>
10.1 CONTROL CAMARA 1	80
10.2 CONTROL CAMARA 2	87
10.3 CONTROL CAMARA 3	92
10.4 ANALISIS ANTE PERTURBACIONES	98
<b>11. CONCLUSIONES</b>	<b>100</b>
<b>12. RECOMENDACIONES</b>	<b>101</b>

<b>BIBLIOGRAFÍA</b>	<b>102</b>
<b>ANEXOS</b>	<b>105</b>

## **LISTA DE TABLAS**

	<b>Pág.</b>
<b>Tabla 1. Datos suministrados por Cenicaña de un tacho continuo</b>	<b>66</b>
<b>Tabla 2. Validación de los datos</b>	<b>67</b>
<b>Tabla 3. Parámetros de entrada para cada cámara</b>	<b>70</b>
<b>Tabla 4. Resultados obtenidos simulando las tres cámaras</b>	<b>72</b>
<b>Tabla 5. Ventajas y desventajas estrategias de control</b>	<b>75</b>



## LISTA DE FIGURAS

	Pág.
<b>Figura 1. Solubilidad de la sacarosa en función de la temperatura</b>	<b>24</b>
<b>Figura 2. Estructura general de un tacho</b>	<b>26</b>
<b>Figura 3. Esquema de tres etapas</b>	<b>27</b>
<b>Figura 4. Esquema general de un tacho continuo vertical</b>	<b>30</b>
<b>Figura 5. Diagrama de bloques de un proceso de control en lazo cerrado</b>	<b>31</b>
<b>Figura 6. Diagrama de bloques de las variables para el control feedforward</b>	<b>32</b>
<b>Figura 7. Diagrama de bloques control cascada</b>	<b>33</b>
<b>Figura 8. Esquema de un tacho</b>	<b>41</b>
<b>Figura 9. Sistema continuo BMA VKT</b>	<b>44</b>
<b>Figura 10. Composición de un jugo o miel en la industria azucarera</b>	<b>46</b>
<b>Figura 11. Entradas y salidas del tacho continuo para el balance de masa</b>	<b>47</b>
<b>Figura 12. Composición de la masa cocida</b>	<b>49</b>
<b>Figura 13. Entradas y salidas balance de energía</b>	<b>52</b>
<b>Figura 14. Datos entalpia especifica del vapor de calentamiento</b>	<b>54</b>
<b>Figura 15. Estructura de la composición de la masa cocida</b>	<b>59</b>
<b>Figura 16. Subsistema con las ecuaciones del modelo estático</b>	<b>64</b>
<b>Figura 17. Subsistema con las ecuaciones del modelo dinámico</b>	<b>65</b>
<b>Figura 18. Distribución del flujo de meladura y flujos de entrada a cada cámara</b>	<b>68</b>
<b>Figura 19. Simulación de las tres cámaras</b>	<b>71</b>
<b>Figura 20. Brix cámara 1</b>	<b>72</b>
<b>Figura 21. Brix cámara 2</b>	<b>73</b>

<b>Figura 22. Brix cámara 3</b>	<b>73</b>
<b>Figura 23. Estrategia control predictivo</b>	<b>78</b>
<b>Figura 24. Esquema general para la conexión del controlador al modelo</b>	<b>79</b>
<b>Figura 25. Asignación de las propiedades de entradas y salida para la cámara 1.</b>	<b>81</b>
<b>Figura 26. Asignación de los horizontes</b>	<b>82</b>
<b>Figura 27. Asignación de las restricciones para la cámara 1</b>	<b>83</b>
<b>Figura 28. Referencia para la cámara 1 y tiempo de simulación</b>	<b>84</b>
<b>Figura 29. Simulación de la salida controlada cámara 1</b>	<b>84</b>
<b>Figura 30. Simulación de las acciones de control cámara 1</b>	<b>85</b>
<b>Figura 31. Respuesta controlada de la entalpía de la masa cocida para la cámara 1</b>	<b>86</b>
<b>Figura 32. Visualización de los valores de entradas y salidas de la cámara 1 en el tiempo de templa.</b>	<b>86</b>
<b>Figura 33. Asignación de las propiedades de entradas y salida para la cámara 2.</b>	<b>87</b>
<b>Figura 34. Asignación de las restricciones para la cámara 2</b>	<b>88</b>
<b>Figura 35. Referencia para la cámara 2 y tiempo de simulación.</b>	<b>89</b>
<b>Figura 36. Simulación de la salida controlada cámara 2</b>	<b>90</b>
<b>Figura 37. Simulación de las acciones de control cámara 2</b>	<b>90</b>
<b>Figura 38. Respuesta controlada de la entalpía de la masa cocida para la cámara 2</b>	<b>91</b>
<b>Figura 39. Visualización de los valores de entradas y salidas de la cámara 2 en el tiempo de templa.</b>	<b>92</b>
<b>Figura 40. Asignación de las propiedades de entradas y salida para la cámara 3.</b>	<b>93</b>
<b>Figura 41. Asignación de las restricciones para la cámara 3</b>	<b>94</b>

<b>Figura 42. Referencia para la cámara 3 y tiempo de simulación</b>	<b>95</b>
<b>Figura 43. Simulación de la salida controlada cámara 3</b>	<b>95</b>
<b>Figura 44. Simulación de las acciones de control cámara 3</b>	<b>96</b>
<b>Figura 45. Respuesta controlada de la entalpia de la masa cocida para la cámara 3</b>	<b>97</b>
<b>Figura 46. Visualización de los valores de entradas y salidas de la cámara 3 en el tiempo de templa.</b>	<b>97</b>
<b>Figura 47. Perturbación en el flujo de semilla</b>	<b>98</b>
<b>Figura 48. Entalpia de la masa cocida, análisis de una perturbación</b>	<b>99</b>
<b>Figura 49. Brix de la masa cocida, análisis de una perturbación</b>	<b>99</b>

## **LISTA DE ANEXOS**

	<b>Pág.</b>
<b>Anexo A. Valores tabla de vapor para una presión entre 10 y 25 psig</b>	<b>105</b>
<b>Anexo B. Comparación y error para la regresión de los datos de la entalpía específica del vapor</b>	<b>106</b>

## RESUMEN

En el siguiente documento se le da solución a la problemática presentada sobre las estrategias de control en el proceso de cristalización de la caña de azúcar en un tacho continuo vertical, como modalidad de pasantía investigativa para la facultad de ingeniería y el programa académico de INGENIERÍA MECATRONICA de la UNIVERSIDAD AUTÓNOMA DE OCCIDENTE.

Se inició con el planteamiento del índice de desempeño a trabajar para el proceso de cristalización, para esto con ayuda del Centro de la Investigación de la Caña de Azúcar (Cenicaña), se realizaron visitas a un ingenio de la región que contara en su proceso de cristalización con un tacho continuo vertical, con la finalidad de entender el proceso y el funcionamiento particular de este tipo de tacho. Además se planteó un modelo estático, mediante balances de masa y de energía a partir de las entradas y salidas del proceso.

Gracias a las entrevistas con los ingenieros en las visitas y la formulación del modelo estático, se seleccionó el índice a trabajar teniendo en cuenta que la variable para éste se pudiera medir en línea y se encontrara relacionado en las ecuaciones del modelo. Con el índice seleccionado se continuó con el modelo dinámico planteando las principales dinámicas del proceso, se buscó encontrar las dinámicas que afectaran a las variables planteadas en el índice de desempeño.

Se realizó una validación de los modelos, a partir de unos datos suministrados por Cenicaña de un tacho continuo de la región. También se simuló el comportamiento en cada una de las cámaras a partir de estos datos y de una distribución de los flujos de entrada basados en el manual de operación del tacho en estudio.

Para la selección de la estrategia de control se realizó una búsqueda bibliográfica sobre que estrategias de control son viables para el proceso de cristalización, seleccionando la más adecuada a partir de las ventajas para la implementación en el proceso. Por último se diseñó la estrategia de control en cada una de las cámaras y se simuló la implementación de los controladores para cada una de ellas. Para esto también se realizó un análisis de perturbaciones con el objetivo de determinar si el controlador podía llegar al valor de referencia teniendo en cuenta perturbaciones en alguna de las válvulas de alimentación del tacho.

**Palabras Claves:** Proceso de cristalización, Índices de desempeño, Modelo estático, Modelo dinámico, Estrategias de control.

## INTRODUCCIÓN

El sector azucarero colombiano se encuentra ubicado en el valle geográfico del río Cauca, que abarca 47 municipios desde el norte del departamento del Cauca, la franja central del valle de Cauca, hasta el sur del departamento de Risaralda. Gracias al clima privilegiado de la región, se puede sembrar y cosechar caña durante todos los meses de año. Esta condición agroclimática, sumada al avance tecnológico impulsado por el Centro de Investigación de la Caña de Azúcar (Cenicaña), que funciona con el aporte de todos los ingenios, ha llevado a que la región se especialice en el cultivo y mantenga el liderazgo en productividad a nivel mundial: más de 14 toneladas de azúcar por hectáreas al año<sup>1</sup>.

Para mantener esta posición y satisfacer las nuevas demandas y necesidades de los clientes se están retirando los tachos convencionales en el proceso de cristalización, ya que las especificaciones de los productos son cada vez más rígidas y el proceso de cristalización está relacionado directamente a la producción de los cristales para el consumidor. Por esta razón algunos ingenios además de los tachos convencionales cuenta con un tacho continuo vertical, que consiste en un tacho automático en el cual se lleva a cabo todo el proceso de cristalización en cuatro cámaras sin necesidad de la intervención del operario.

Aunque el tacho continuo vertical cuenta con estrategias de control estas no permiten la integración de los diferentes lazos de control, dificultando el funcionamiento óptimo desde el punto de producción. La implementación del control en esta etapa es quizás actualmente la más difícil e importante en las industrias azucareras de la región, debido a que está directamente relacionado con la calidad y cantidad de producto final.

Por esta razón, la realización de este proyecto es de gran importancia para seguir contribuyendo a la mejora de la competitividad de nuestra región (Valle del Cauca), ya que la aplicación de técnicas de control que tengan en cuenta la optimización del funcionamiento del proceso de cristalización impacta directamente a la industria, debido a que la calidad de los cristales es el objetivo fundamental del proceso de cristalización.

El objetivo general del proyecto consiste en desarrollar una estrategia de control para el proceso de cristalización de la caña de azúcar, para garantizar una operación óptima desde el punto de vista de producción y calidad del producto.

---

<sup>1</sup> El sector azucarero colombiano en la actualidad [en línea]. Santiago de Cali: Asociación de cultivadores de caña de azúcar de Colombia, 2015 [Consultado 09 de Marzo de 2015]. Disponible en Internet: <http://www.asocana.org/publico/info.aspx?Cid=215>

## 1. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

En el proceso industrial para la elaboración del azúcar se incluye el subproceso de cristalización, el cual tiene como función la producción y desarrollo de cristales de sacarosa a partir del jarabe del que se alimenta, siendo la calidad de estos cristales el objetivo fundamental de este subproceso. La calidad del subproceso se ve afectada por la concentración de los flujos de entrada, por la temperatura del vapor de calentamiento, tiempo de operación, entre otras variables, las cuales con un control inapropiado pueden producir conglomerados y falso grano.

En el departamento de cristalización se tiene un conjunto de evapo-cristalizadores, también conocidos como tachos en los cuales se realiza este proceso. La operación de los tachos es una de las más importantes y complicadas del proceso, ya que hay un gran número de detalles que hay que mantener presentes para evitar problemas que puedan conducir a reducciones de capacidad por lleno, paradas innecesarias o baja calidad del azúcar<sup>2</sup>.

Hoy en día algunos ingenios cuentan con tachos continuos verticales, en el cual se intenta maximizar el rendimiento económico sin comprometer la calidad del producto final, pero las actuales estrategias de control implementadas en este tacho no permiten la integración de los diferentes lazos de control, dificultando el funcionamiento óptimo desde el punto de vista de producción como de la calidad del producto.

Además, actualmente la industria azucarera se enfrenta a un mercado cambiante y difícil de predecir, lo que les obliga a operar sus procesos productivos en consonancia con la evolución del mercado para poder mantenerse competitivas y rentables. Esto genera la necesidad de disponer de técnicas fiables de control que permitan la operación del proceso con gran eficiencia y alto grado de flexibilidad.

Con esto se aborda la problemática del desarrollo de algoritmos de control en el proceso de cristalización en busca de la optimización del proceso, debido a que la implementación del control en esta etapa es quizás actualmente la más difícil e importante en las industrias azucareras de la región, debido a que está directamente relacionado con la calidad y cantidad de producto final, y por la dificultad en la medición de las variables principales.

---

<sup>2</sup> ARCA, Manuel P y ESPARZA, Raúl. Haciendo azúcar: Tachos. Miami: ACRA CORPORATION, 2001. p. 9.

Esta problemática está apoyada en un estudio que se está desarrollando en un proyecto de investigación de la UAO titulado “operación óptima y tolerante a fallos de sistemas híbridos en procesos industriales<sup>3</sup>” el cual fue aprobado por la vicerrectora académica.

Basados en el proyecto anteriormente mencionado y el problema encontrado en referencia al tacho continuo vertical, se desea abordar la problemática sobre: ¿Qué estrategia de control, permite optimizar el proceso de cristalización en un tacho continuo vertical?

---

<sup>3</sup> MENA MORENO, Juan Carlos. Propuesta de investigación para Colciencias titulada “Operación óptima y tolerante a fallos de sistemas híbridos en procesos industriales”. Santiago de Cali, 2014. 1 archivo de computador.



## 2. JUSTIFICACIÓN

El Valle del Cauca participa ampliamente en el sector azucarero colombiano, convirtiéndose en una industria vital para el sostenimiento de la región. La realización de este proyecto es de gran importancia para seguir contribuyendo a la mejora de la competitividad de nuestra región (Valle del Cauca), ya que la aplicación de técnicas de control que tengan en cuenta la optimización del proceso de cristalización impacta directamente a la industria, debido a que la calidad de los cristales es el objetivo fundamental de este proceso.

Este proyecto contribuirá de forma directa en los siguientes factores:

- Mejora de la calidad del producto y de la productividad del proceso al realizar estrategias de control que buscan la optimización del proceso de cristalización.
- Aprovechamiento de la tecnología incorporada en el tacho continuo vertical, ya que esta tecnología proporciona mayor cantidad de mediciones en línea que los tachos convencionales.
- Maximizar el rendimiento económico sin comprometer la calidad de los cristales.

El proyecto se realiza en colaboración con el Centro de Investigación de la Caña de Azúcar (Cenicaña) basados en la problemática planteada por ingenios que cuentan con un tacho continuo vertical. El proyecto aporta beneficios a las dos entidades, para el ingenio al optimizar el proceso de cristalización se aumenta su competitividad en la industria azucarera, y para el centro de Investigación se registra un nuevo estudio en los tachos, ya que en estudios anteriores solo habían trabajado en tachos discontinuos.

Además sirve de soporte para demás ingenios que tengan o quieran implementar en el proceso de cristalización la tecnología de los tachos continuos, debido a que el estudio queda registrado en el Centro de Investigación de la Caña de Azúcar, el cual trabaja globalmente con todos los ingenios.

Para el grupo de investigación de la UAO que está manejando el proyecto ya mencionado llamado “operación óptima y tolerante a fallos de sistemas híbridos en procesos industriales”, la realización de este proyecto permitirá resolver uno de sus casos de estudio que es el proceso de cristalización. A partir del modelo que en el proyecto se va a realizar, el grupo de investigación provara diferentes

estrategias de control teniendo en cuenta una operación óptima y tolerante a fallos. Además la investigación por parte de la universidad ayudara a impactar la industria azucarera regional.

Por último, para nosotros este proyecto es de gran importancia ya que aporta un mayor conocimiento en el área de control y automatización de procesos industriales. Además de conocer de más cerca el proceso de la elaboración del azúcar centrados en el proceso de cristalización. Lo cual nos sirve de experiencia a nivel laboral ya que abarca una problemática real de uno de los ingenios de la región.

### 3. ANTECEDENTES

#### 3.1 ESTUDIO REALIZADO A UN CUARTO DE AZÚCAR DE REMOLACHA

En el año 2011, el departamento de ingeniería de sistemas y automática de la universidad de Valladolid realizó un estudio titulado “Librería de modelos orientados a objetos para la simulación del cuarto de azúcar: cristalizador continuo por evaporación al vacío<sup>4</sup>”, el objetivo del estudio fue desarrollar herramientas de simulación para el modelo de tachas continuas por evaporación al vacío de un típico cuarto de azúcar de remolacha de la azucarera Ebro S.L, con la finalidad de que estas herramientas de simulación sirvan para el entrenamiento de operarios.

Los resultados del estudio fue modelos dinámicos que incluyen todos los detalles con los que el operario puede interactuar en una planta real, además el modelo tiene un grado de robustez suficiente que permite ejercitar la simulación en condiciones no habituales. El modelo pretende representar el impacto de que sobre la unidad tiene el funcionamiento de cada válvula y cada controlador individual.

La tacha continua se modeló como la conexión en serie de un conjunto de depósitos perfectamente mezclados en los cuales ocurre el crecimiento de los cristales de azúcar. En cada uno de estos modelos en serie se consideraron los balances de masa y energía así como la evolución de la fase discreta sólida de los cristales de azúcar a través de las correspondientes ecuaciones de balance de población.

Con el modelo establecido se desarrolló una librería en EcosimPro, una herramienta de modelado y simulación de sistemas híbridos orientado a objetos (OO). En la librería se implementó las ecuaciones correspondientes a los balances de masa, energía y población, además se incluyó componentes especiales para representar la cámara de vahos común a todos los compartimentos y la calandria de vapor. Adicionalmente se utilizó otras clases de tipo estándar tales como válvulas y controladores PID que se encuentran en EcosimPro, para representar las acciones de control existentes en la tacha continua modelada.

---

<sup>4</sup> MAZAEDA, Rogelio et al. Revista Iberoamericana de Automática e Informática Industrial [en línea]. En: Librería de modelos orientada a objetos para la simulación del cuarto de azúcar: cristalizador continuo por evaporación al vacío. Enero, 2011, vol. 8, p.100-111 [consultado 18 de febrero de 2015]. Disponible en Internet: <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S1697791211700127#>

### **3.2 ESTUDIO REALIZADO A UN PROCESO DE CRISTALIZACIÓN BATCH IMPLEMENTANDO ESTRATEGIAS DE CONTROL PREDICTIVO**

En el año 2007, la facultad de ingeniería de la Universidad de Oporto realizo un estudio titulado “MODEL PREDICTIVE CONTROL STRATEGIES FOR BATCH SUGAR CRYSTALLIZATION PROCESS<sup>5</sup>”, el objetivo del estudio es comparar dos estrategias de control predictivo con una estrategia clásica de control PI, para el proceso de cristalización en un tacho batch. La etapa de modelado se realizó con la ayuda de sistemas de adquisición de datos, de esta manera caracterizaron en detalle la dinámica del proceso y la dependencia de insumo-producto. La obtención del modelo es de gran importancia para predecir el comportamiento del proceso, en esto se basan los controladores predictivos.

Las estrategias de control predictivo que se desarrollaron fueron: Control predictivo clásico basado en modelo (MPC) y control predictivo basado en modelo de redes neuronales NNMPC, estas estrategias fueron desarrolladas y simuladas en Matlab. Entre los resultados encontrados en el estudio, se tiene que los tres controladores siguen la referencia pero las dos estrategias de control predictivo superan al control PI ya que los principales beneficios del control predictivo están en las medidas de rendimiento al finalizar el proceso batch. También se concluye que el control predictivo basado en modelo de redes neuronales NNMPC es viable para controlar procesos complejos no lineales como éste, aún en el caso de que solo exista información de entrada-salida del proceso.

En conclusión las estrategias de control predictivo funcionan correctamente en el proceso, la importancia radica en encontrar el modelo del sistema con la dinámica detallada correspondiente.

### **3.3 ESTADO DEL ARTE DE UNA TESIS DE MAESTRÍA EN INGENIERÍA CON ÉNFASIS EN AUTOMÁTICA**

En el 2008 la Ingeniera Andrea Silva Pérez del programa de Ingeniera Electrónica de la Universidad del Valle, realizo un estudio para su tesis de maestría titulado “ESTADO DEL ARTE DE LOS LAZOS DE CONTROL EXISTENTES EN

---

<sup>5</sup> PAZ SUAREZ, Luis Alberto, GEORGEVIA, Petia y FEYO DE AZEVEDO, Sebastiao. Model predictive for batch sugar crystallization process [en línea]. Oporto, 2007 [consultado 18 de Febrero de 2015]. Disponible en Internet: <http://www.intechopen.com/books/howtoreference/advanced-model-predictive-control/model-predictive-control-strategies-for-batch-sugar-crystallization-process>

INGENIOS DEL VALLE DEL CAUCA<sup>6</sup>”, en el trabajo se describen diferentes lazos de control en diferentes procesos de los ingenios del valle del cauca, incluyendo un tacho continuo vertical.

En el documento se describen los tachos convenciones, los cuales cuentan con un control de vacío cuyos controladores son PID's, los cuales manipulan el flujo de agua fría a la entrada de los condensadores barométricos mediante la apertura de válvulas proporcionales dependiendo del vacío medido por sensores de presión diferencial y del setpoint impuesto.

Seguido de esto se da una breve descripción de un tacho continuo vertical, el cual consiste en un tacho automático en el que se lleva a cabo todo el proceso de cristalización en cuatro cámaras sin necesidad de la intervención del operario. Cada cámara cuenta con medición de temperatura que es tomada como referencia para inyección de miel por medio de la apertura de una válvula proporcional. Por desborde cae la masa de una cámara a la siguiente hasta que el brix alcanza el valor deseado en la última cámara.

La presión de vapor es controlado aproximadamente 5.8 psi en cada cámara. El vacío se logra mediante condensadores barométricos (un condensador para cada cámara) y bombas de vacío (dos bombas para las cuatro cámaras). En los condensadores barométricos se controla el vacío indirectamente mediante el control de la temperatura del agua de salida del condensador. Para el control de esta temperatura un controlador PID manipula el flujo de agua fría a la entrada de los condensadores mediante la apertura de una válvula proporcional.

---

<sup>6</sup> SILVA PEREZ, Andrea. Estado del arte de los lazos de control existentes en ingenios del valle del cauca. Trabajo de grado Master en ingeniería con énfasis en Automática. Santiago de Cali: Universidad del Valle. Facultad de Ingeniería, 2008. p. 33.

## 4. MARCO TEÓRICO

### 4.1 FUNDAMENTOS DE LA CRISTALIZACIÓN

**4.1.1 Solubilidad y sobresaturación.** La sacarosa tiene una elevada solubilidad en agua. Una solución saturada de sacarosa contiene alrededor de dos partes de sacarosa por cada parte de agua a temperatura ambiente, y casi cinco partes de sacarosa por cada parte de agua a 100 °C. Para cristalizar la sacarosa se requiere elevar su concentración por encima de aquella correspondiente a una solución saturada, y llevarla en forma regulada y con precisión a la concentración requerida para lograr la cristalización deseada. Por lo tanto es importante establecer la concentración de sacarosa en solución saturada bajo las condiciones de operación<sup>7</sup>.

La ecuación de *Charles\** (1960) representa adecuadamente la solubilidad de la sacarosa en soluciones puras entre 0 y 90 °C.

#### ECUACIÓN 1

$$W_{S,sat} = 64.397 + 0.07251 t + 0.002057 t^2 - 9.035 \times 10^{-6} t^3$$

Donde  $W_{S,sat}$  es la concentración expresada como g sacarosa/100 g de solución saturada a la temperatura  $t$  en °C.

Las soluciones que se presentan durante el proceso de la caña de azúcar son siempre impuras y las impurezas afectan la solubilidad de la sacarosa. El coeficiente de solubilidad  $SC$  se utiliza para representar la relación entre la concentración de sacarosa en una solución saturada impura y la concentración de sacarosa en una solución pura a igual temperatura. Este se define como:

#### ECUACIÓN 2

$$SC = \frac{(W_s/W_w)_{sat,i}}{(W_s/W_w)_{sat,p}}$$

---

<sup>7</sup> REIN, Peter. Cane sugar engineering. Berlin: Bartens, 2007. p. 353.

\* CHARLES (1960). Ecuación aceptada por la ICUMSA (International Commission for Uniform Methods of Sugar Analysis), para la solubilidad de la sacarosa en soluciones puras entre 0 y 90 °C.

Donde  $(W_s/W_w)$  es la solubilidad de sacarosa en agua bajo condiciones de saturación, expresada como g sacarosa/g agua, esto se conoce como coeficiente de saturación  $q_{sat}$ . Por lo tanto:

### ECUACIÓN 3

$$SC = \frac{q_{sat,i}}{q_{sat,p}}$$

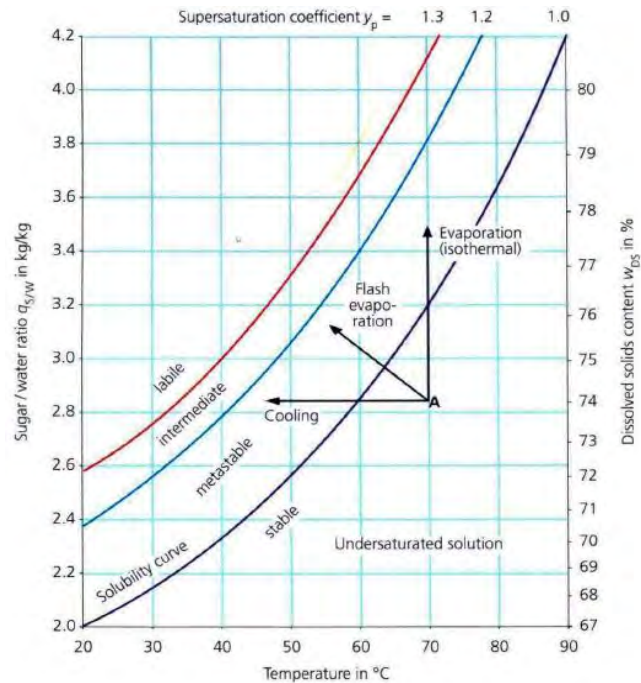
Para una solución sobresaturada, sea pura o impura, el grado de sobresaturación se expresa mediante el coeficiente de sobresaturación  $y$ , es calculado dividiendo la relación sacarosa/agua de la solución sobresaturada por la relación sacarosa/agua de una solución saturada a iguales condiciones de temperatura y pureza. El coeficiente de sobresaturación indica si la solución es no saturada ( $y < 1$ ), saturada ( $y = 1$ ), o sobresaturada ( $y > 1$ ). Este se define como:

### ECUACIÓN 4

$$y = \frac{W_s/W_w}{(W_s/W_w)_{sat}}$$

La solubilidad de soluciones puras de sacarosa se presenta en la Figura 1. Es claro que la temperatura tiene un efecto sobre la solubilidad. En la región metaestable los cristales de azúcar crecen sin que se produzca nucleación de nuevos granos de azúcar, ésta es la región donde la cristalización debe ser efectuada.

**Figura 1. Solubilidad de la sacarosa en función de la temperatura**



**Fuente:** REIN, Peter. Cane sugar engineering. Berlin: Bartens, 2007. p. 354.

**4.1.2 Nucleación y crecimiento de cristales.** Se puede considerar como un proceso cinético de reacción, donde la fuerza impulsora es el grado de sobresaturación. Las moléculas de sacarosa en solución tienen que esparcirse o difundirse hasta el cristal y luego ser incorporadas en la estructura reticular del cristal. Por lo tanto la proporción de cristalización depende de estos dos procesos.

Una diferencia grande de concentración promueve la velocidad de cristalización, se debe tener cuidado para asegurar que no sea tan grande que la concentración de la solución caiga en la región intermedia o lábil. Esto resultaría en formación de nuevos núcleos de cristalización, cultivando cristales de menor tamaño que posteriormente afectan la separación del licor madre<sup>8</sup>.

<sup>8</sup> Ibid., p. 354



## 4.2 CRISTALIZACIÓN

La cristalización puede ser considerada como la fase más importante en el proceso azucarero, ya que mediante ella, el azúcar se convierte de la fase líquida a la fase sólida, en partículas cristalinas granulares. Aún cuando algunas impurezas son eliminadas en la clarificación, la separación de estas es completada por la cristalización de la sacarosa de las soluciones impuras.

La cristalización se produce bajo vacío e involucra procesos simultáneos de transferencia de masa y evaporación. El vacío es necesario para mantener la temperatura a un nivel suficientemente bajo que permite minimizar la formación de color y degradación de sacarosa en el proceso. Una buena cristalización debe estar formada por granos parejos, libres de gemelos y conglomerados, de tamaño uniforme, cristales duros y sobretodo en cantidad suficiente para lograr el máximo de agotamiento en las masas cocidas.

El control de la cristalización debe efectuarse mediante instrumentos para medir la sobresaturación, el grado de sobresaturación se puede dividir en tres fases:

- La primera o fase metastable incluye una zona de concentración donde los cristales existentes crecen en tamaño pero no se forman nuevos cristales.
- La segunda o fase intermedia está por encima de la anterior y en ella no solo los cristales existentes crecen sino que también se forman nuevos cristales.
- La tercera o fase lábil saturación encima de la anterior, donde los cristales se forman espontáneamente sin la presencia de otros.

La cristalización se inicia adicionando semillas muy finas, las cuales proporcionan sitios de nucleación para comenzar la cristalización. A partir de entonces, la concentración del licor madre se controla de manera que la cristalización ocurra sin disolver ningún cristal y sin formación de nuevos núcleos (falso grano). Para esto se requiere establecer suficiente área superficial de cristales y regular la alimentación del tachó (evapo-cristalizador) para controlar la concentración del licor madre.

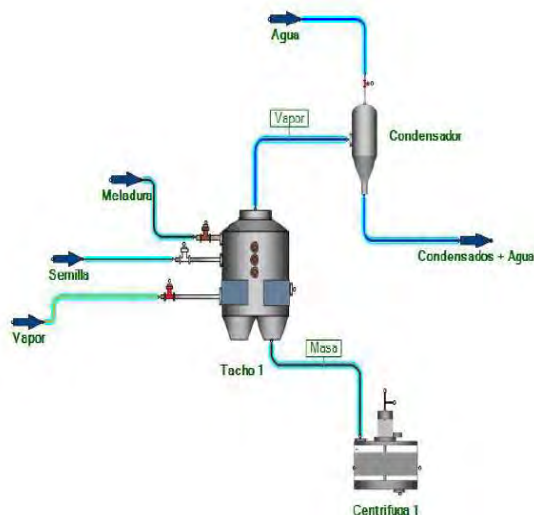
La cristalización se debe realizar en varias etapas para lograr reducir aceptablemente el contenido de sacarosa en miel final. Distintos esquemas de cristalización pueden ser utilizados para lograr estos objetivos. La calidad del azúcar es afectada por la calidad de la meladura a procesar, específicamente por

su pureza, color y turbiedad. El esquema de cristalización se debe seleccionar para alcanzar la calidad requerida a partir de la meladura a ser procesada. El esquema óptimo es aquel que permite satisfacer la calidad deseada con una mínima capacidad de equipos instalada<sup>9</sup>.

### 4.3 TACHO

El proceso de la cristalización tiene lugar en los tachos, los cuales se cargan con un jarabe llamado jarabe estándar (meladura). Una vez cargados, el jarabe se calienta en la calandria en condiciones de vacío con el objeto de rebajar el punto de ebullición y así evitar la descomposición térmica de la sacarosa (proceso conocido como caramelización). Cuando se alcanza la condición de sobresaturación en el jugo, se siembran pequeños cristales de azúcar (semilla) y se les hace crecer añadiendo nuevo jarabe y manteniendo condiciones de sobresaturación. Cuando se ha alcanzado el nivel máximo en los tachos y el Brix (medida de la concentración de azúcar en una disolución) deseado, se descarga y limpia, quedando lista para un nuevo ciclo.

**Figura 2. Estructura general de un tacho**



**Fuente:** DE LA CRUZ CERÓN, Julián. Simulación de entradas y salidas de un tacho en Ceniprof del Centro de Investigación de la Caña de azúcar (Cenicaña). Santiago de Cali, 2014. 1 archivo de computador.

Tradicionalmente el proceso de cristalización se ha efectuado empleando tachos discontinuos, pero recientemente se han introducidos sistemas continuos.

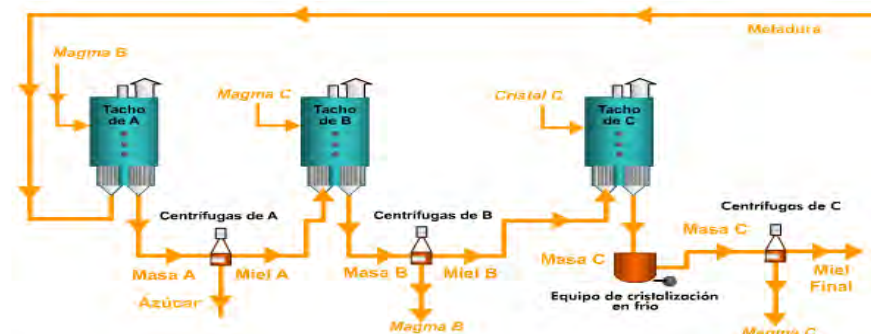
<sup>9</sup> Ibíd., p. 361

**4.3.1 Tacho discontinuo.** Existen varias estructuras posibles, aunque el esquema de tres etapas (Ver figura 3) es el más utilizado. La primera etapa A se encarga de la fabricación del azúcar comercial de alta pureza y con una población de granos lo más uniforme posible y con el tamaño medio correcto. Esto se realiza en unidades que funcionan en régimen semi-batch, se hacen crecer los granos de azúcar a partir de una siembra inicial de pequeños cristales, cuidando en todo momento mediante la combinación del ritmo de evaporación adecuado y la reposición de la sacarosa a partir del suministro controlado de licor de alimentación (Meladura), que la sobresaturación se mantenga en la zona metaestable.

Finalmente entrega la masa-cocida (Masa A). La masa-cocida es entonces procesada en un conjunto de centrifugas en las cuales los cristales son separados de la miel madre que los contiene.

Las centrifugas entregan, en adición al azúcar, dos tipos de mieles: una inicial que esencialmente corresponde a la miel madre original, llamada miel pobre (Miel A) y otra, obtenida en un instante posterior del ciclo de trabajo, después de la introducción de agua, llamada miel rica, de una pureza mayor y que es reciclada dentro de la misma etapa.

**Figura 3. Esquema de tres etapas**



**Fuente:** Proceso de obtención de azúcar, Cristalización y centrifugación [en línea]. Santiago de Cali: Centro de Investigación de la Caña de azúcar (Cenicaña), 2004 [consultado 05 de Marzo de 2015]. Disponible en Internet: [http://www.cenicana.org/pop\\_up/fabrica/diagrama\\_obtencion.php](http://www.cenicana.org/pop_up/fabrica/diagrama_obtencion.php)

Las etapas B y C se encargan de agotar la miel pobre originalmente entregada por la etapa A. Las dos etapas de agotamiento en serie, tienen similar estructura

básica, pero ahora el azúcar obtenido (Magma B) es simplemente reciclado hacia la primera etapa, para ser aprovechado en la formación del licor de la etapa del producto comercial. La miel pobre de la etapa B (Miel B) es el elemento central en la creación del licor de alimentación de las tachas de la etapa C, pero la miel pobre de esta última, llamada melaza (Miel Final), con una pureza del 60% o menos, si la fábrica es operada correctamente, ya no puede ser agotada en las condiciones tecnológicas habituales.

La topología de la etapa C resulta más compleja que la de las etapas anteriores debido al aumento de la viscosidad de las masas, que ocurre como consecuencia de la menor pureza de las mieles y la consecuente necesidad de una mayor concentración para lograr la sobre-saturación.

En un primer momento, al inicio de la etapa, se utiliza una tacha semi-batch para la creación del llamado Cristal C. Este hará las funciones de siembra en la tacha por evaporación continua, la que, a su vez, entrega una denominada masa C, con miel madre de una pureza menor a la original, pero que todavía puede seguir siendo agotada.

Sucede que ahora, ya no resulta tecnológicamente factible acudir a la evaporación para crear sobre-saturación y se debe apelar al enfriamiento de la masa que se lleva a cabo en grandes intercambiadores de calor<sup>10</sup>.

**4.3.2 Tacho continuo.** Los tachos continuos por evaporación pueden ser horizontales o verticales. Estos están conformados por un depósito alargado, dividido internamente en un determinado número de compartimientos, a través de los cuales circula la masa, con el objetivo de disminuir, en la medida de lo posible, la dispersión excesiva del tamaño del grano asociada a una operación continua en un depósito perfectamente mezclado. Los diferentes diseños se distinguen unos de otros en el volumen relativo de los mismos, el patrón de circulación de la masa, así como en los detalles constructivos de la calandria: el dispositivo necesario para proveer la energía térmica necesaria para la ebullición.

Un tacho continuo vertical, Figura 4. Es básicamente un sistema compuesto de cámaras de cristalización sobrepuestas, lo que significa que la unidad funciona como una cascada, formada por varios recipientes con agitación, en donde la masa fluye de la parte superior hacia la base por acción de la gravedad. En cada cámara se tiene un brix deseado, se debe llegar a este brix antes de que se

---

<sup>10</sup> MAZAEDA. DE PRADA y MERINO. ACEBES, Op. Cit. p. 101

alcance el nivel de la cámara, ya que la masa pasa a la siguiente cámara por rebose.

El comprobado diseño cilíndrico de las cámaras, parecido al de los tachos discontinuos, y el adecuado mecanismo de agitación mecánica, permiten una óptima transferencia de calor y una muy eficiente circulación de la masa (jarabe con cristales en suspensión) en cada cámara. Debido a la circulación forzada, en conjunto con los bajos niveles de masa, es posible usar vapor de calentamiento a baja presión, ya que la presión hidrostática de la columna de masa es mucho más baja que en un tacho convencional.

Las cámaras pueden ajustarse separadamente, proporcionando operación continua y ventajas tecnológicas como:

- Flujo uniforme de vapor de calentamiento, proveniente de los evaporadores.
- Flujo uniforme de solución de alimentación.
- Flujo uniforme de vahos hacia el condensador.
- Flujo uniforme de masa de descarga.

Un requerimiento para la cristalización continua es el empleo de semilla para mantener en el producto final una proporción mínima de cristales muy pequeños o muy grandes.

**Figura 4. Esquema general de un tacho continuo vertical**



**Fuente:** BMA, Tacho continuo vertical [en línea]. México D.F: Equipos para Ingenios, S.A. [consultado 07 de Marzo de 2015]. Disponible en Internet: <http://www.equiposparaingenios.com.mx/tachos01.htm>

#### **4.4 ESTRATEGIAS DE CONTROL**

**4.4.1 Controlador PID.** El control en lazo cerrado comprueba la señal de salida y decide si el nivel de la señal real de salida corresponde con el de la señal deseada o si el nivel real de la señal ha de ser modificado para conseguir el valor objetivo, Figura 5. El sistema tiende a mantener una relación preestablecida entre la salida y una entrada de referencia. Se comparan estas dos señales y la diferencia (señal de error) sirve de medida de control.

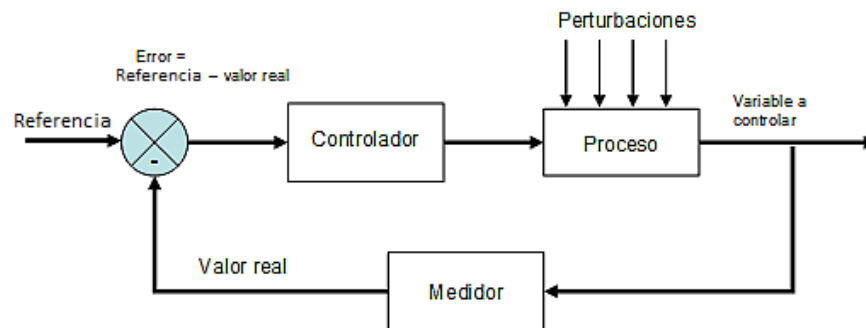
El controlador PID (Proporcional, Integral y Derivativo) es un controlador realimentado cuyo propósito es hacer que el error en estado estacionario, entre la señal de referencia y la señal de salida de la planta, sea cero de manera asintótica en el tiempo, lo que se logra mediante el uso de la acción integral. Además el controlador tiene la capacidad de anticipar el futuro a través de la acción derivativa que tiene un efecto predictivo sobre la salida del proceso<sup>11</sup>.

---

<sup>11</sup> RUÍZ CANALES, Antonio y MOLINA MARTÍNEZ, José Miguel. Automatización y telecontrol de sistemas de riesgo [en línea]. Barcelona: Marcombo S.A, 2010. p. 185 [consultado 02 de marzo de 2015]. Disponible en Internet: [https://books.google.com.co/books?id=Kq4NiqtcclwC&printsec=frontcover&hl=es&source=gbg\\_summary\\_r&cad=0#v=onepage&q&f=false](https://books.google.com.co/books?id=Kq4NiqtcclwC&printsec=frontcover&hl=es&source=gbg_summary_r&cad=0#v=onepage&q&f=false)

Su uso extensivo en la industria es tal que el 95% de los lazos de control que existen en las aplicaciones industriales son del tipo PID, de los cuales la mayoría son controladores PI, lo que muestra la preferencia del usuario en el uso de leyes de control muy simples.

**Figura 5. Diagrama de bloques de un proceso de control en lazo cerrado**



**Fuente:** RUÍZ CANALES, Antonio y MOLINA MARTÍNEZ, José Miguel. Automatización y telecontrol de sistemas de riesgo [en línea]. Barcelona: Marcombo S.A, 2010. p. 186 [consultado 02 de marzo de 2015]. Disponible en Internet: [https://books.google.com.co/books?id=Kq4NiqtcclwC&printsec=frontcover&hl=es&source=gbs\\_ge\\_summary\\_r&cad=0#v=onepage&q&f=false](https://books.google.com.co/books?id=Kq4NiqtcclwC&printsec=frontcover&hl=es&source=gbs_ge_summary_r&cad=0#v=onepage&q&f=false)

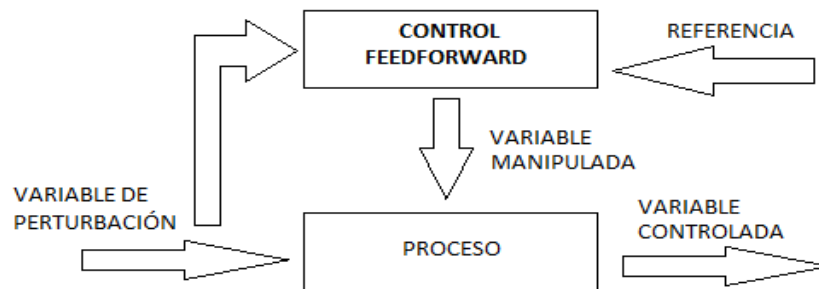
Muchos procesos industriales poseen una dinámica altamente no lineal con un acoplamiento muy fuerte entre sus diferentes variables y con restricciones de funcionamiento, lo que complica en muchas ocasiones el buen funcionamiento del controlador PID y su sintonización. Para las estrategias de control de regulación también se utilizan técnicas que se consideran “avanzadas” tales como *feed-forward*, cascada, selectivo, los cuales se soportan sobre el control clásico tipo PID sintonizado en un determinado punto de operación.

**4.4.2 Control anticipado (feedforward).** Los controladores con realimentación del proceso no tienen en cuenta la influencia de las perturbaciones que se producen y que afectan al lazo de control. Debe existir un error para que se inicie la acción correctiva. Un medio para corregir el efecto de las perturbaciones es el control feedforward, el cual compensa el efecto de las mismas antes que produzcan error en la variable controlada. Este sistema está limitado por la exactitud de las medidas, los cálculos efectuados y las perturbaciones no medidas.

Cualquier proceso se puede describir en función de las relaciones existentes entre la salida y dos grupos de entrada: la salida del proceso que es la variable

controlada ( $V_C$ ), y la entrada, conocida a su vez como variable manipulada ( $V_m$ ). Las variables asociadas a la carga son conocidas como variables de perturbación ( $V_P$ ). La figura 6, muestra un diagrama de bloques en el que aparecen las tres variables descritas.

**Figura 6. Diagrama de bloques de las variables para el control feedforward**



**Fuente:** ACEDO SÁNCHEZ, José. Instrumentación y control avanzado de procesos [en línea]. Madrid: Ediciones Díaz de Santos, 2006. p. 267 [consultado 02 de marzo de 2015]. Disponible en Internet: [https://books.google.com.co/books?id=3NkfbokoggcC&redir\\_esc=y](https://books.google.com.co/books?id=3NkfbokoggcC&redir_esc=y)

Como se puede observar, cada una de las entradas llega al proceso por un camino diferente, por lo que afectan de distinta forma a la variable controlada. La ecuación que describe el proceso es:

### ECUACIÓN 5

$$V_C = V_m * G_m - V_P * G_P$$

Donde  $G_m$  y  $G_P$  son la funciones de transferencia.

El objetivo del sistema de control feedforward es mantener la variable controlada en un valor de referencia "R" que debe ser igual al valor deseado para la variable controlada. Con estos datos se puede obtener el valor de la variable manipulada a partir de la ecuación 5.

### ECUACIÓN 6

$$V_m = (R + V_P * G_P) / G_m$$



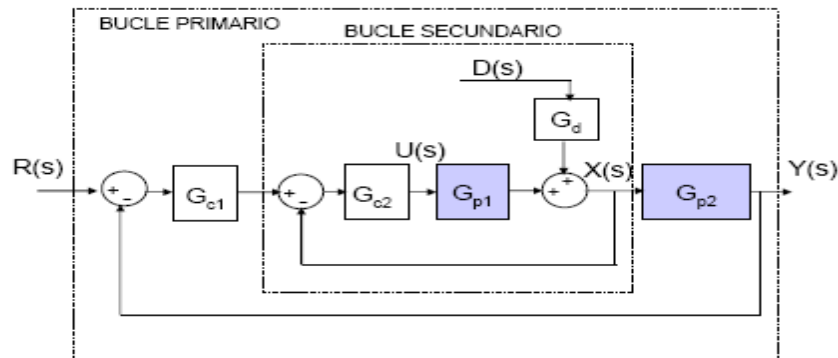
Si el cálculo de la variable manipulada es correcto, para cualquier valor de la variable de perturbación se mantendrá constante el valor de referencia, es decir, el valor de la variable controlada<sup>12</sup>.

**4.4.3 Control cascada.** Se utiliza cuando las perturbaciones afectan directamente a la variable de proceso manipulada, este tipo de perturbaciones se denominan perturbaciones a la entrada. Utiliza la medida de variables internas (auxiliares) para detectar rápidamente el efecto de las perturbaciones e iniciar antes la acción correctora. Se realiza mediante bucles de realimentación anidados. La estructura de control en cascada se caracteriza por dos controladores realimentados anidados, siendo la salida del primario (maestro) el punto de consigna del controlador secundario (esclavo). La salida del controlador secundario es la que actúa sobre el proceso.

Objetivos:

- Minimizar el efecto de algunas perturbaciones.
- Mejorar las prestaciones dinámicas del sistema de control<sup>13</sup>.

**Figura 7. Diagrama de bloques control cascada**



**Fuente:** COSCO GRIMANEY, Jorge. Estructuras avanzadas de control [en línea], Lima 2011, [consultado 09 de marzo de 2015]. Disponible en Internet: <https://coscomantauni.files.wordpress.com/controladores-avanzados>

<sup>12</sup> ACEDO SÁNCHEZ, José. Instrumentación y control avanzado de procesos [en línea]. Madrid: Ediciones Díaz de Santos, 2006. p. 267 [consultado 02 de marzo de 2015]. Disponible en Internet: [https://books.google.com.co/books?id=3NkfbokoggcC&redir\\_esc=y](https://books.google.com.co/books?id=3NkfbokoggcC&redir_esc=y)

<sup>13</sup> COSCO GRIMANEY, Jorge. Estructuras avanzadas de control [en línea], Lima 2011, [consultado 09 de marzo de 2015]. Disponible en Internet: <https://coscomantauni.files.wordpress.com/controladores-avanzados>

#### 4.4.4 Control selectivo. Los objetivos son:

- El objetivo del control selectivo es mantener dentro de unos límites varias variables de proceso usando una sola variable manipulada.
- Existen selectores que permiten transferir el control de un bucle a otro cuando se supera cierto límite, accionando sobre el mismo actuador.
- Se aplica mucho cuando están en juego razones de seguridad.
- No se puede obtener control perfecto → mantener las variables en unos límites.
- Los objetivos pueden ser contrapuestos, debiendo seleccionar el más prioritario<sup>14</sup>.

**4.4.5 Control de relación.** También llamado cascada en lazo abierto. Busca asegurar que dos o más caudales mantengan la misma relación aun cuando los mismos cambien. El caudal controlado aumenta o disminuye para mantener la relación correcta con el “caudal libre”. El caudal libre no es controlado por el lazo. El caudal controlado es controlado por el lazo. El valor deseado para el controlador es igual al valor medido del caudal libre multiplicado por un valor definido en la estación de relación. Ese valor puede ser fijo o ajustado por el operador.

El controlador del lazo de caudal controlado puede tomarse como el controlador secundario en una cascada con la medición del caudal libre y la estación de relación. Si se mide alguna propiedad física del caudal mezclado, puede cerrarse un lazo usando un controlador PID para manipular el valor de la relación.

**4.4.6 Control multivariable.** En un proceso multivariable, una variable manipulada puede afectar a más de una variable controlada y, viceversa, una variable controlada puede depender de más de una variable manipulada.

La primera cuestión que surge al diseñar el sistema de control es cómo se emparejan las variables manipuladas y controladas para formar lazos de

---

<sup>14</sup> RODRÍGUEZ RAMÍREZ, Daniel y ALAMO CANTARERO, Teodoro. Estructuras de control industriales [en línea], controlclass,2015 [consultado 09 de marzo de 2015]. Disponible en Internet: [http://www.controlclass.com/Tema\\_7/Slides/Tema\\_7\\_Estructuras\\_de\\_Control\\_Industriales.pdf](http://www.controlclass.com/Tema_7/Slides/Tema_7_Estructuras_de_Control_Industriales.pdf)

regulación. Esta cuestión es muy importante ya que está relacionada con el principal problema de control de los sistemas multivariables: las interacciones entre lazos de regulación.

Cuando las interacciones entre lazos son fuertes, hay que acudir a técnicas de control multivariable como la basada en desacopladores: elementos de control que elimina o reducen la intensidad de las interacciones<sup>14</sup>.

**4.4.7 Control predictivo basado en modelo.** Sin embargo, aunque las anteriores estrategias permiten garantizar el buen funcionamiento del proceso alrededor del punto de operación, no permiten incluir con facilidad criterios económicos durante el diseño de la estrategia de control, lo cual toma mayor relevancia hoy día cuando las especificaciones están sujetas a un contexto variable, tal como el mantenimiento de las señales del proceso dentro de rangos de referencia variables minimizando dinámicamente una función de coste de operación, criterios de seguridad tanto del proceso como medioambientales, y la calidad en la producción.

Por las razones el control predictivo basado en modelos se presenta actualmente como una atractiva herramienta de control que permite incorporar criterios operacionales a través de la utilización de una función objetivo y restricciones para el cálculo de las acciones de control.

El Control Predictivo Basado en Modelo (MPC) se enmarca dentro de los controladores óptimos; es decir, aquellos en los que las acciones de control se calculan mediante la optimización de un criterio o función de coste que está relacionado con el comportamiento futuro del sistema, el cual se predice con un modelo dinámico (de ahí el término predictivo basado en modelos).

El control predictivo presenta una serie de ventajas:

- Puede ser utilizado para controlar una gran variedad de procesos, desde aquéllos con dinámica relativamente simple hasta otros más complejos incluyendo sistemas con grandes retardos, de fase no mínima o inestable.
- Permite tratar con facilidad el caso de procesos multivariable.
- Posee intrínsecamente compensación del retardo.

- Resulta conceptualmente simple la extensión de restricciones, que pueden ser incluidas de forma sistemática durante el proceso de diseño.
- Es muy útil cuando se conocen las futuras referencias.

También presenta ciertos inconvenientes asociados a su implementación y los cálculos a realizar ante restricciones y procesos rápidos, aunque debido a la potencia de los computadores actuales, esto no debe ser considerado una dificultad insalvable. Otro inconveniente es la necesidad de un modelo analítico confiable.

Una de las propiedades más atractivas del MPC es su formulación abierta, es decir, permite considerar diferentes tipos de modelos de predicción así como restricciones, lo cual ha logrado un impacto importante en el ámbito industrial<sup>15</sup>.

---

<sup>15</sup> ROJAS RODRIGUEZ, Héctor Fabio. Análisis comparativo de la eficiencia energética en el bombeo de agua en un intercambiador de calor usando técnicas de control predictivo. Trabajo de grado Master en Ingeniería. Santiago de Cali: Universidad Autónoma de Occidente. Facultad de Ingeniería, 2013. p. 33.

## **5. OBJETIVOS**

### **5.1 OBJETIVO GENERAL**

Diseñar una estrategia de control para el proceso de cristalización de la caña de azúcar, que garantice una operación óptima desde el punto de vista de producción y/o calidad del producto.

### **5.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS**

- Definir los índices de desempeño a optimizar en el tacho continuo vertical.
- Obtener el modelo matemático del tacho continuo vertical en el proceso de cristalización.
- Explorar técnicas de control viables al proceso de cristalización.
- Diseñar la estrategia de control seleccionada.
- Simular el comportamiento del tacho continuo vertical del proceso de cristalización con la estrategia de control propuesta.

## 6. METODOLOGÍA

Para lograr el objetivo general del proyecto, este se dividirá en cinco etapas cada una con el propósito de cumplir los objetivos específicos planteados. Estas etapas son secuenciales ya que a medida en que se desarrolla una etapa se tiene las bases para el inicio de otra. Para el desarrollo del proyecto se necesita la colaboración de información del Centro de Investigación de la Caña de Azúcar, información de expertos en el tema de cristalización. A continuación se detallan las actividades de las diferentes etapas de trabajo que constituyen el presente proyecto:

### 6.1 ETAPAS DEL PROYECTO

**6.1.1 Definición de los índices de desempeño.** El objetivo es Identificar los índices de desempeño a optimizar para el proceso de cristalización en el tacho continuo vertical. Para esto las actividades planteadas son:

- A1.1 Visitas a un ingenio, con la finalidad de entender el proceso de cristalización y funcionamiento del tacho de estudio, en estas visitas se requerirá del conocimiento de ingenieros y operarios que participen en el proceso.
- A1.2 Entrevista con los ingenieros para determinar que variables o índices ellos evalúan para determinar el desempeño del tacho continuo vertical.

**6.1.2 Desarrollo del modelo matemático del tacho continuo vertical.** El objetivo es obtener un modelo matemático del sistema con la mayor rigurosidad posible, por lo cual se debe tener en cuenta todas las variables que afectan significativamente el sistema. Para esto las actividades planteadas son:

- A2.1 Entrevista con experto en el tema de cristalización, en este caso con un ingeniero químico del Centro de Investigación de la Caña de Azúcar. Ya que el aportará conocimiento sobre los fundamentos de la cristalización.
- A2.2 Planteamiento de las ecuaciones características del proceso de cristalización en estado estacionario, estas corresponden a los balances de masas y energía del sistema.
- A2.3 Incluir en el modelo factores dinámicos que interactúan en el proceso.

- A2.4 Corroborar los resultados de los balances propuestos con el software “Ceniprof” que maneja el Centro de Investigación de la Caña de Azúcar, ya que este es el medio y protocolo que ellos utilizan para verificar desde el punto de vista estático cualquier proceso de la elaboración del azúcar incluido el proceso de cristalización.
- A2.5 Ajustes necesarios de los balances a partir de los resultados encontrados en la anterior etapa, para obtener el modelo del proceso.

**6.1.3 Explorar técnicas de control viables al proceso de cristalización.** El objetivo es estudiar la viabilidad de distintas estrategias de control, con el fin de escoger la más adecuada al proceso de cristalización y el acceso que se tenga a las determinadas variables del modelo. Para esto las actividades planteadas son:

- A3.1 A partir de la búsqueda bibliográfica, evaluar las estrategias de control teniendo en cuenta el modelo dinámico obtenido y los objetivos planteados, con la finalidad de escoger la estrategia más adecuada.

**6.1.4 Diseñar la estrategia de control seleccionada.** El objetivo es diseñar la estrategia de control, teniendo en cuenta los índices de desempeño planteados inicialmente:

- A4.1 Dependiendo de la estrategia seleccionada, se desarrolla el procedimiento y selección de parámetros adecuados a la técnica.
- A4.2 Evaluación del desempeño de la técnica seleccionada.

**6.1.5 Simulación del proceso con la estrategia de control.** El objetivo es simular el comportamiento del tacho continuo vertical del proceso de cristalización con la estrategia de control propuesta. Para esto las actividades planteadas son:

- A5.1 Crear una simulación del proceso de cristalización donde se puedan observar las entradas y salidas del sistema.
- A5.2 Añadir a la simulación la estrategia de control propuesta para observar el comportamiento del sistema con esta.

## 7. DEFINICIÓN DE LOS ÍNDICES DE DESEMPEÑO

Para poder definir un índice que permita mejorar el desempeño del tacho es necesario conocer en detalle el funcionamiento del tacho y su proceso de cristalización, por esto se realizó una descripción de cómo funciona un tacho, las etapas en las que trabaja y el detalle del tacho continuo vertical con que se trabajará.

En un tacho se lleva a cabo la separación del azúcar del jugo extraído de la caña de azúcar mediante un método de cristalización controlado por evaporación en un ambiente de vacío. Inicialmente, se carga con un jarabe azucarado subsaturado llamado meladura. Una vez cargado, este jarabe se calienta en condiciones de vacío con objeto de bajar el punto de ebullición y evitar la descomposición térmica de la sacarosa (proceso conocido como caramelización). Cuando se alcanza la condición de sobresaturación en el jugo, se siembran pequeños cristales de azúcar y se les hace crecer añadiendo nuevo jarabe y manteniendo condiciones de sobresaturación.

Para calentar el jugo y provocar la evaporación del agua, los tachos constan de un elemento calefactor, denominado calandria, por el que fluye vapor a una presión superior a la atmosférica y que al condensarse cede calor a la masa cocida en el tacho.

Para mantener el vacío en el tacho, necesario para la evaporación de agua a baja temperatura (65-70°C), es necesario conectar el tacho a un condensador barométrico el cual mantiene un determinado vacío al absorber el vapor procedente del tacho y condensarlo mediante refrigeración producida por tuberías de agua fría procedente del exterior, que vierten en ellos.

Una vez terminado el proceso de cristalización de la sacarosa en el tacho, la masa cocida que se obtiene pasa a las centrifugas donde se realiza la separación del azúcar cristalizado de la miel madre mediante el centrifugado a alta velocidad del conjunto, quedando los cristales retenidos por una malla.<sup>16</sup>

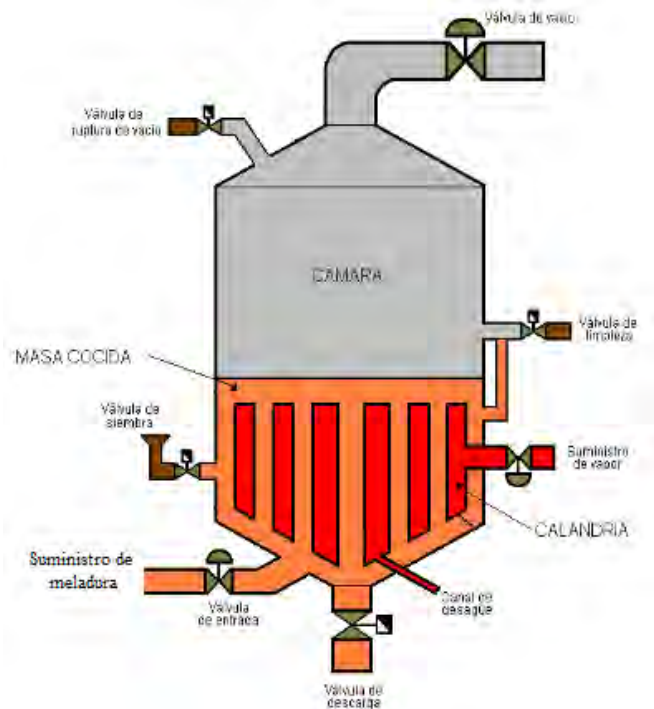
En la figura 8 se muestra el esquema de un tacho.

---

<sup>16</sup> GARCÍA, Anabel. Modelado y simulación de proceso batch: sección de cristalización de una azucarera [en línea], ecosimpro, 2011 [consultado 08 de abril de 2015]. Disponible en Internet: [http://www.ecosimpro.com/wp-content/uploads/2015/02/C01\\_06\\_es.pdf](http://www.ecosimpro.com/wp-content/uploads/2015/02/C01_06_es.pdf)



**Figura 8. Esquema de un tacho**



**Fuente:** GARCÍA, Anabel. Modelado y simulación de proceso batch: sección de cristalización de una azucarera [en línea], .ecosimpro, 2011 [consultado 08 de abril de 2015]. Disponible en Internet: [http://www.ecosimpro.com/wp-content/uploads/2015/02/C01\\_06\\_es.pdf](http://www.ecosimpro.com/wp-content/uploads/2015/02/C01_06_es.pdf)

## 7.1 ETAPAS DEL PROCESO

En el proceso de un tacho se distinguen las siguientes etapas:

- Tacho preparado: El objetivo es tener el tacho listo para el comienzo de la operación. Consiste en calentar el tacho con un vapor de 10 psig hasta una cierta temperatura, después se abre la válvula de vacío hasta alcanzar el vacío deseado.
- Carga: Se llena la cámara del tacho con meladura hasta alcanzar un determinado nivel llamado pie de tacha. Al mismo tiempo que entra la meladura en el tacho se abre la válvula de suministro de vapor aumentando la temperatura de la meladura. Al comenzar la evaporación del agua de la meladura, la presión en la cámara aumenta. Se finaliza cuando la medida del nivel alcanza el pie de tacha.

- **Concentración:** El objetivo de esta etapa es concentrar la meladura desde la condición inicial de subsaturado (concentración: 0.6-0.7) hasta los niveles requeridos para la siembra, la sobresaturación de siembra (concentración: 1.2-1.3). La válvula de la meladura se regula en nivel para mantener el pie de tacha quedando abierta la válvula de suministro de vapor. De este modo se produce una mayor condensación del jugo por evaporación del agua que contiene.

Cuando la sobresaturación de la meladura alcanza un determinado valor ligeramente inferior a la sobresaturación de siembra, se cierra la válvula del caudal de entrada por lo que el nivel desciende ligeramente por debajo del pie de tacha. Para conseguir que la transición hacia la sobresaturación de siembra faltante sea lo más suave posible, la válvula de suministro de vapor queda parcialmente cerrada. Es una etapa de corta duración y finaliza cuando se alcanza la sobresaturación de siembra.

- **Siembra:** En esta etapa se produce la siembra de los cristales de sacarosa que en las etapas posteriores iniciaran su crecimiento para convertirse en el producto final del tacho.
- **Cocción:** La etapa de cocción es la más importante del proceso. En ella se produce el crecimiento de la masa cristalina hasta alcanzar su tamaño final. La cristalización retira sacarosa de la miel madre hacia los cristales, disminuyendo la concentración del entorno de los cristales. Para reponerla, se introduce meladura, el cual, al estar subsaturado, se debe retirar la cantidad adecuada de agua mediante evaporación. El ajuste del caudal de meladura que entra al tacho debe ser tal que garantice el mantenimiento de unas condiciones de sobresaturación en la miel madre adecuadas para el crecimiento cristalino. Además, como el objetivo es obtener la mayor cantidad posible de masa cristalizada se debe procurar que los cristales alcancen su tamaño final cuando de llegue al máximo nivel de la tacho. El objetivo es que se haya alcanzado el brix deseado en los cristales de azúcar.
- **Ruptura de vacío:** El objetivo es reestablecer la presión atmosférica en el tacho para poder descargar la masa cocida. Para preparar y facilitar la descarga de la masa cocida, se elimina el vacío introduciendo vapor de agua por la válvula de ruptura de vacío hasta que la presión en la cámara se diferencie en menos de un 10% de la presión atmosférica.

- Descarga: En esta etapa se pasa la masa cocida a la centrifuga para la separación de cristales<sup>16</sup>.

## **7.2 DESCRIPCIÓN DEL TACHO CONTINUO POR EVAPORACIÓN AL VACÍO A TRABAJAR**

Se ha demostrado que la conexión de varios tachos discontinuos en serie para formar un sistema continuo es efectiva. El tacho continuo a trabajar maneja este criterio, corresponde al sistema continuo BMA VKT. Este sistema es una torre vertical formado por cuatro compartimientos al vacío dispuestos uno sobre el otro, Figura 9. El objetivo es ir obteniendo el brix deseado a medida que pasa por las cuatro cámaras.

En esta figura se observa la estructura del tacho, con sus componentes que se listan a continuación: I-IV Cámaras de cristalización; 1 Espacio de vapor, 2 Calandria; 3 Placa de fondo; 4 Sección intermedia; 5 Sección de soporte; 6 Alimentación de meladura; 7 Alimentación de semilla; 8 Tubo de descarga de masa cocida; 9 Salida final de la masa cocida; 10 Puenteo; 11 Salida de vapor; 12 Entrada de vapor de calentamiento; 13 Salida de condensados; 14 Agitador; 15 Bomba de masa cocida<sup>17</sup>.

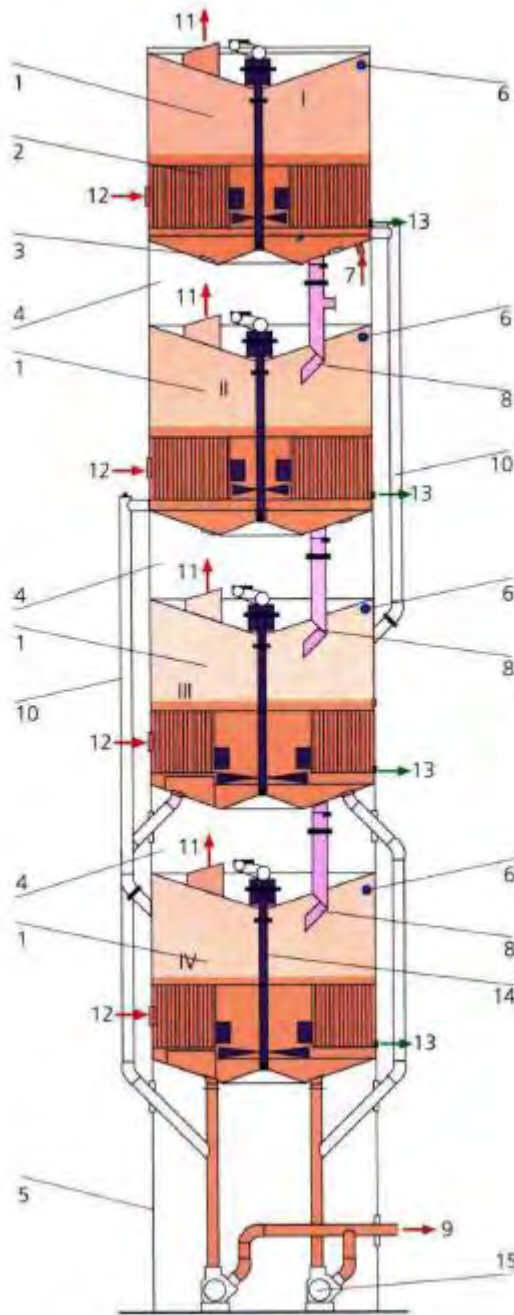
En el sector azucarero de la región, se tiene un ingenio que trabaja con este tipo de tacho, el cual solo utilizando tres cámaras consigue abastecer la demanda de producción con la calidad requerida. Esto le permite alternar las cámaras por medio del tubo de puenteo, obteniendo la ventaja de ir limpiando la cámara que no se esté utilizando sin necesidad de parar la producción.

El ingreso de semilla solo se produce en la cámara 1, este permite realizar la etapa de siembra y así comenzar la etapa de cocción, añadiendo meladura para generar el crecimiento de los cristales en la masa cocida. Para aumentar la homogeneidad de la masa y por tanto la uniformidad del grado se tiene un agitador en cada cámara, este además es utilizado como un medidor indirecto del brix de la masa, ya que a partir de la corriente pedida por el motor de este agitador, se tiene una relación respecto a la medida del brix.

---

<sup>17</sup> REIN, Op. Cit. p. 442.

**Figura 9. Sistema continuo BMA VKT**



**Fuente:** REIN, Peter. Cane sugar engineering. Berlin: Bartens, 2007. p. 442.

Se debe garantizar que la masa cocida este en cada cámara el tiempo requerido para obtener el brix deseado para cada cámara, cuando se obtiene el brix la masa cocida pasa a la siguiente cámara, descargando por el fondo de cada cámara. A

medida que la masa cocida avanza, se hace necesario reponer parte de la sacarosa que se cristaliza mediante la adición de meladura, las cuatro cámaras están conectadas al tanque de meladura. Cada cámara cuenta con un controlador que manipula la apertura de la válvula para la adición de meladura en cada cámara.

El calor necesario para la ebullición de la masa es cedido por el vapor de agua que fluye alrededor de cada calandria en cada cámara. Se tiene un depósito para los condensados de este vapor, debido a la transferencia de calor de este con la calandria.

La entrada de vapor es controlada independientemente para cada cámara, cada una cuenta con una válvula de control que es manipulada a criterio del operario. Debido a que este vapor viene de un proceso anterior, los operarios manipulan la entrada de este, dependiendo del estado de la cocción de la masa cocida.

Como todo tacho por evaporación, el proceso de eliminación del agua en exceso se lleva a cabo en condiciones de vacío. De esta forma se garantiza que la ebullición ocurra a temperaturas menores que las que serían necesarias a la presión atmosférica.

La presión de vapor en cada cámara es mantenida en el valor requerido por medio de un controlador que manipula la apertura de una válvula de control que permite la salida de los vahos hacia un condensador barométrico. El condensador barométrico recibe de cada una de las cámaras.

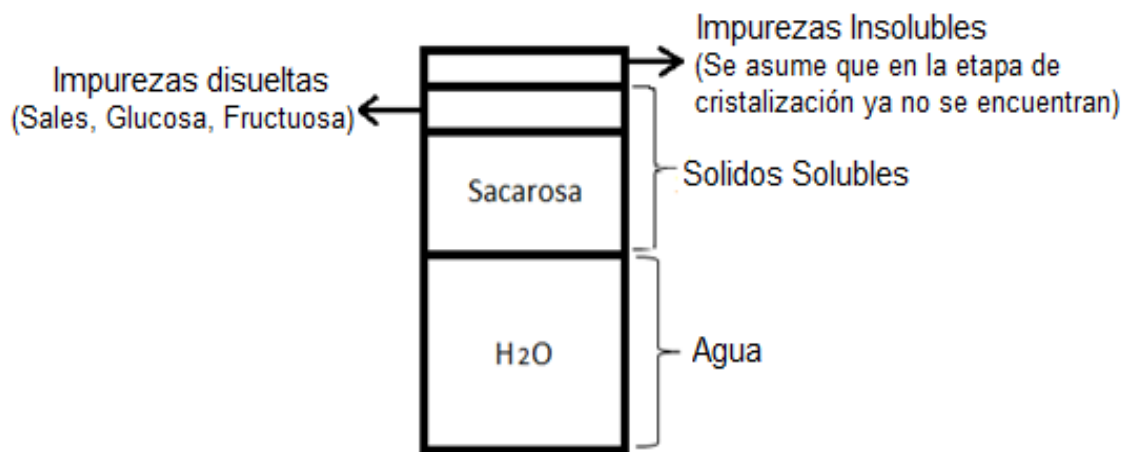
Cuando se obtiene el brix deseado en la última cámara, se pasa a la etapa de ruptura de vacío. La masa cocida queda lista para pasar a las centrifugas y realizar la separación de los cristales.

Teniendo claro el funcionamiento del tacho, es necesario plantear las ecuaciones en estado estático, con la finalidad de determinar que parámetros influyen en el sistema, de tal forma que se pueda plantear una ecuación que permita mejorar el comportamiento del sistema basados en algún índice de desempeño que en el proceso de cristalización se tenga.

### 7.3 MODELO ESTÁTICO DE UN TACHO CONTINUO PARA EL PROCESO DE CRISTALIZACIÓN DEL AZÚCAR

Un jugo o miel en la industria azucarera consta de agua, sacarosa e impurezas disueltas, Figura 10. En el proceso de cristalización la miel con la que se trabaja se conoce como meladura, la meladura es el material obtenido de la evaporación del jugo claro, con el cual se alimenta la estación de tachos en donde es cristalizada la sacarosa.

**Figura 10. Composición de un jugo o miel en la industria azucarera**



Relaciones empíricas y definiciones:

- Brix, porcentaje en masa de los sólidos solubles disueltos en la miel

#### ECUACIÓN 7

$$Brix = \frac{M_{\text{sólidos solubles}}}{M_{\text{miel}}} * 100$$

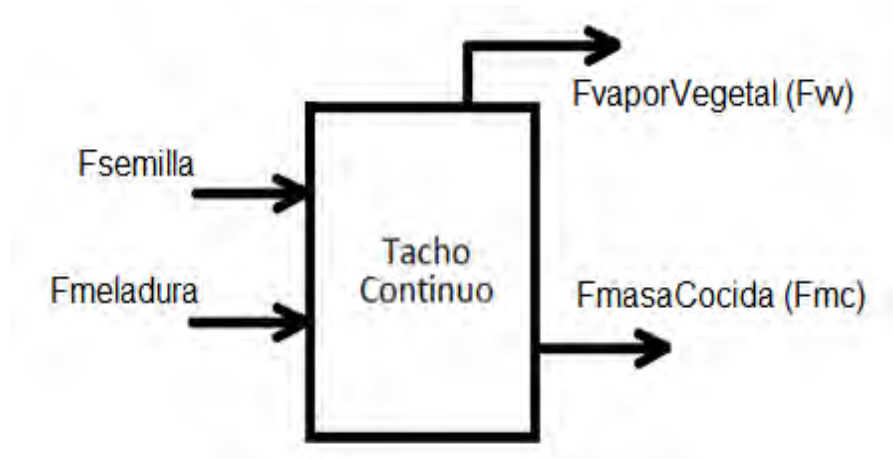
- Pureza, porcentaje en masa de la sacarosa disuelta con respecto a la masa total de los sólidos solubles

### ECUACIÓN 8

$$Pza = \frac{Msacarosa}{M \text{ sólidos solubles}} * 100$$

#### 7.3.1 Balance de masa

Figura 11. Entradas y salidas del tacho continuo para el balance de masa



- **Balance Total**

Se realizó un balance de masa total, a partir de las entradas y salidas que se tienen en un tacho continuo por cámara. Las entradas y salidas corresponden a flujos másicos, todos expresadas en t/h. Este balance corresponde a la primera ecuación del modelo.

### ECUACIÓN 9

$$F_{semilla} + F_{meladura} = F_{mc} + F_{vv}$$

- **Balance de Sólidos solubles (Brix)**

Seguido de esto se realizó un balance de masa de los sólidos solubles, para relacionar en las ecuaciones la variable brix (Bx) y obtener la cantidad de sólidos solubles en las entradas y salidas del sistema.

## ECUACIÓN 10

$$F_{semilla} * Bx_{semilla} + F_{meladura} * Bx_{meladura} = F_{mc} * Bx_{mc} + F_{vv} * Bx_{vv}$$

Para este balance de masa se asumió que en la evaporación no se arrastra ninguna cantidad de meladura, por lo cual el vapor vegetal es solo agua y no tiene ninguna cantidad de solidos solubles; es decir, el brix del vapor vegetal es cero eliminando el flujo del vapor vegetal. De esta manera el balance de solidos solubles se expresa en la Ecuación 11 y corresponde a la segunda ecuación del modelo.

## ECUACIÓN 11

$$F_{semilla} * Bx_{semilla} + F_{meladura} * Bx_{meladura} = F_{mc} * Bx_{mc}$$

- **Balance de Sacarosa (Pureza)**

Seguido de esto se realizó un balance de masa de sacarosa, para relacionar en las ecuaciones la variable pureza (Pza) y obtener la cantidad de sacarosa en las entradas y salidas del sistema. De igual forma que en el balance anterior se asume que en el vapor vegetal no hay arrastre de meladura, por lo tanto este no contiene solidos solubles y tampoco sacarosa.

## ECUACIÓN 12

$$F_{semilla} * Bx_{semilla} * Pza_{semilla} + F_{meladura} * Bx_{meladura} * Pza_{meladura} = F_{mc} * Bx_{mc} * Pza_{mc}$$

En el anterior balance aparece la variable pureza de la masa cocida ( $Pza_{mc}$ ), pero en la industria se obtiene la pureza de la masa cocida a partir de la composición interna de esta, Figura 12.

La masa cocida está conformada por cristales y miel restante que no se convirtió en cristales pero que se puede seguir aprovechando, esta se conoce como miel agotada. En esta miel agotada se obtiene la pureza de la masa cocida, por esto se sobreescribe el balance de sacarosa en la Ecuación 13.



**Figura 12. Composición de la masa cocida**



### ECUACIÓN 13

$$F_{semilla} * Bx_{semilla} * Pza_{semilla} + F_{meladura} * Bx_{meladura} * Pza_{meladura} \\ = F_{cristales} * Bx_{cristales} * Pza_{cristales} + F_{mielagotada} * Bx_{mielagotada} \\ * Pza_{mielagotada}$$

Se tuvo en cuenta una segunda consideración donde se asume que los cristales son puros, por lo cual el brix de los cristales ( $Bx_{cristales}$ ) y la pureza de los cristales ( $Pza_{cristales}$ ) son del 100%. Por lo tanto estas magnitudes son iguales a 1, es decir en el proceso de cristalización se obtienen cristales que están completamente formados por solidos solubles y estos solidos solubles están formados completamente por sacarosa. El balance de sacarosa final se representa en la Ecuación 14 y corresponde a la tercera ecuación del modelo.

### ECUACIÓN 14

$$F_{semilla} * Bx_{semilla} * Pza_{semilla} + F_{meladura} * Bx_{meladura} * Pza_{meladura} \\ = F_{cristales} + F_{mielagotada} * Bx_{mielagotada} * Pza_{mielagotada}$$

Con las tres ecuaciones obtenidas y teniendo como parámetro inicial el brix de la masa cocida al que se quiere llegar, se tienen 6 incógnitas que son:

- $F_{mc}$
- $F_{vv}$
- $F_{cristales}$
- $F_{mielagotada}$
- $Bx_{mielagotada}$
- $Pza_{mielagotada}$

Hasta el momento se tienen seis incógnitas y solo tres ecuaciones, por esta razón se realizaron balances de masa a la masa cocida, con las cuales se buscó relacionar los parámetros de la miel agotada. Para estos balances se tienen las mismas consideraciones sobre el brix de los cristales ( $Bx_{cristales}$ ) y la pureza de los cristales ( $Pza_{cristales}$ ) que corresponden al 100%.

Teniendo en cuenta las consideraciones, el balance total de la masa cocida se expresa en la Ecuación 15 que corresponde a la cuarta ecuación del modelo. El balance de sólidos en la masa cocida se expresa en la Ecuación 16 y corresponde a la quinta ecuación del modelo. Por último, el balance de sacarosa de la masa cocida se expresa en la Ecuación 17 y corresponde a la sexta ecuación del modelo.

- **Balance total masa cocida**

#### ECUACIÓN 15

$$F_{mc} = F_{cristales} + F_{mielagotada}$$

- **Balance de Sólidos solubles (Brix), masa cocida**

#### ECUACIÓN 16

$$F_{mc} * Bx_{mc} = F_{cristales} + F_{mielagotada} * Bx_{mielagotada}$$

- **Balance de Sacarosa (Pureza), masa cocida**

#### ECUACIÓN 17

$$F_{mc} * Bx_{mc} * Pza_{mc} = F_{cristales} + F_{mielagotada} * Bx_{mielagotada} * Pza_{mielagotada}$$

Con el balance de sacarosa en la masa cocida, apareció una nueva incógnita que es la pureza de la masa cocida ( $Pza_{mc}$ ), por lo cual se tienen 7 incógnitas, seis ecuaciones. Mediante esas 6 ecuaciones planteadas no se pueden despejar todas las variables, se establece una nueva relación relevante en el proceso de cristalización que es la medida de la sobresaturación.

Con la ecuación de la sobresaturación (Ecuación 18) se obtiene el límite de sacarosa que teóricamente se puede llegar en la miel agotada a una determinada temperatura.

### ECUACIÓN 18

$$C(T) = 181.5 + 0.602319 * T + 0.014362 * T^2 + 9.142 \times 10^{-5} * T^3$$

Pero en cada tacho por sus condiciones de elaboración, la medida de sobresaturación varia. Por esto hay que tener en cuenta que la medida de sobresaturación debe ser corregida mediante un factor de corrección que está disponible en la base de datos del centro de la investigación de la caña de azúcar para el tacho correspondiente.

Con la Ecuación 19, se conoce la cantidad de masa de sacarosa total que se encuentra en la masa cocida.

### ECUACIÓN 19

$$\frac{\text{Relación Sacarosa}}{\text{Agua}} = \frac{F_{mc} * Bx_{mc} * Pza_{mc}}{F_{mc} * (1 - Bx_{mc})} * 100$$

Si a la sacarosa total de la masa cocida se resta la sacarosa máxima de miel agotada, se obtiene la sacarosa máxima en los cristales (Ecuación 20). Pero se obtiene la sacarosa de los cristales en base a 100 gramos de agua por que la medida de sobresaturación está en esas condiciones.

### ECUACIÓN 20

$$\frac{\text{Relación Sacarosa}}{\text{Agua}} - C(t) = \frac{X \text{ g sac cristales}}{100 \text{ g agua masa}}$$

Para obtener la sacarosa de los cristales, se debe multiplicar por la cantidad de agua que se tenga en la masa cocida, Ecuación 21.

## ECUACIÓN 21

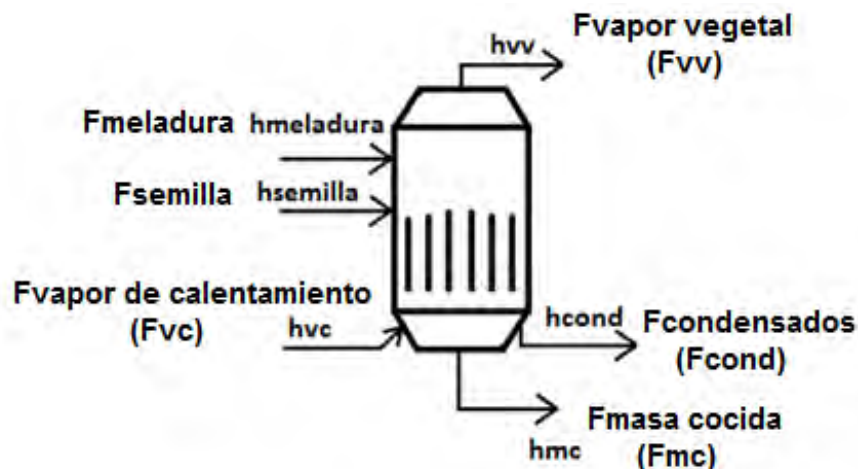
$$F_{aguamasa} * \frac{X \text{ g sac cristales}}{100 \text{ g agua masa}} = X \text{ g sac cristales}$$

Como la sacarosa en los cristales es del 100% como se ha considerado anteriormente, el Brix y la pureza son igual a 1, y recordando que sacarosa en los cristales es  $F_{cristales} * Bx_{cristales} * Pza_{cristales}$ , el valor que se obtiene en la Ecuación 21 es directamente el  $F_{cristales}$ . De esta manera se tiene una incógnita menos y con las seis ecuaciones planteadas se despejan las 6 incógnitas faltantes.

**7.3.2 Balance de energía.** Desde el punto de vista energético, el proceso consiste en la evaporación de agua para, primeramente alcanzar, y después mantener unas determinadas condiciones de sobresaturación, ya que debido a la retirada de sacarosa por el proceso de cristalización, es necesario evaporar la cantidad correspondiente de agua para mantener la concentración.

El calor necesario para producir esa evaporación lo suministra la calandria, que intercambia calor con el sistema mediante la condensación de vapor a temperaturas y presiones mayores que las existentes en el tachó. En la Figura 13, se observa los flujos de calor presentes en el tachó.

**Figura 13. Entradas y salidas balance de energía**



Para conocer la energía correspondiente de cada una de las variables de entradas y de salidas se multiplica la entalpía de la variable por el flujo de la variable. La

energía de entrada debe ser igual a la energía a la salida del sistema, por esto la energía en las variables de entrada menos la energía en las variables de salida debe ser igual a cero.

## ECUACIÓN 22

$$h_{meladura} * F_{meladura} + h_{semilla} * F_{semilla} + h_{vc} * F_{vc} - h_{mc} * F_{mc} - h_{cond} * F_{cond} - h_{vv} * F_{vv} = 0$$

Se considera que el flujo del vapor de calentamiento( $F_{vc}$ ) y el flujo de condensados ( $F_{cond}$ ), son iguales ya que todo el vapor que se utilizó para la transferencia de calor en la calandria se convirtió en agua, esta agua es el flujo de condensados. Por lo cual la Ecuación 22 queda de la siguiente forma:

## ECUACIÓN 23

$$h_{meladura} * F_{meladura} + h_{semilla} * F_{semilla} + F_{vc} * (h_{vc} - h_{cond}) - h_{mc} * F_{mc} - h_{vv} * F_{vv} = 0$$

La diferencia entre las entalpias de estos flujos de vapor ( $h_{vc} - h_{cond}$ ) se conoce como como  $\lambda^{18}$  (Entalpia especifica del vapor). Esta entalpia se tiene estandarizada en unas tablas de vapor y depende de la presión con la que se encuentre el flujo de vapor de calentamiento, estos datos se encuentran en los Anexo A. Al graficar los datos se obtiene la Figura 14.

Se realizó una regresión para estos datos, como se observa esta curva no es completamente lineal por lo cual si se tratara de aproximar a una ecuación lineal habría puntos en los que el error seria considerable. Por esto se realizó aproximaciones con funciones logarítmicas y polinómicas mediante la opción de líneas de tendencia del programa Excel, se encontró que la más adecuada y con menor error para los datos es aproximarlos a una ecuación polinómica de orden 2. Obteniendo la Ecuación 24.

## ECUACIÓN 24

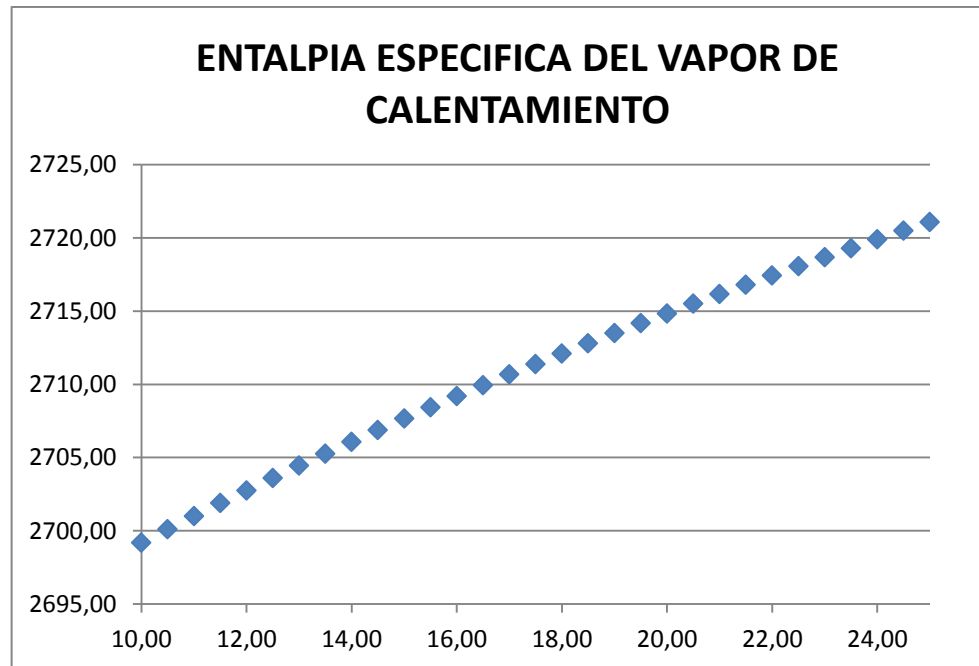
$$\lambda = -0.0223 P_{vc}^2 + 2.2313 P_{vc} + 2679.2$$

---

<sup>18</sup> Dry Saturated Steam Line [en línea,]: steam Table. Cheltenham: Spirax-Sarco [consultado 06 de junio de 2015]. Disponible en Internet: <http://www2.spiraxsarco.com/resources/steam-tables/saturated-steam.asp>

Donde  $P_{vc}$ , corresponde a la presión del vapor de calentamiento en un rango de operación de 10 psig hasta 25 psig.

**Figura 14. Datos entalpia especifica del vapor de calentamiento**



En la sección de Anexo B, se observa los datos de la entalpia específica de la tabla de vapor y los datos de la aproximación a medida que cambia la presión del vapor de calentamiento en el rango de operación estipulado. Al igual que el error entre estos datos, constatando que el error entre ellos es mínimo.

El balance de energía para el modelo estático se trabajó teniendo en cuenta la entalpia específica del vapor ( $\lambda$ ), ya que en el tacho en estudio se tiene la medida de la presión del vapor de calentamiento. La ecuación final del balance de energía se representa en la Ecuación 25.

### ECUACIÓN 25

$$h_{meladura} * F_{meladura} + h_{semilla} * F_{semilla} + F_{vc} * \lambda - h_{mc} * F_{mc} - h_{vv} * F_{vv} = 0$$

La entalpia es el calor específico por la temperatura.

## ECUACIÓN 26

$$h_x = C_{px} * T_x$$

Para el cálculo del calor específico de la meladura ( $Cp_{meladura}$ ) y el de la semilla ( $Cp_{semilla}$ ) se tiene las siguientes ecuaciones, estas ecuaciones son regresiones realizadas por el Centro de Investigación de la Caña de Azúcar en pruebas realizadas a la meladura, semilla y vapor para estudios anterior sobre el calor específico:

## ECUACIÓN 27

$$Cp_{meladura} = \frac{4125.3 - 24.804 * Bx_{meladura} + 0.067 * Bx_{meladura} * T_{meladura} + 1.8691 * T_{meladura} - 0.009271 * T_{meladura}^2}{1000}$$

## ECUACIÓN 28

$$Cp_{semilla} = \frac{4125.3 - 24.804 * Bx_{semilla} + 0.067 * Bx_{semilla} * T_{semilla} + 1.8691 * T_{semilla} - 0.009271 * T_{semilla}^2}{1000}$$

Para calcular la entalpia del vapor vegetal ( $h_{vv}$ ), se tuvo en cuenta la Ecuación 33.

## ECUACIÓN 29

$$h_{vv} = 1.1361x10^{-12} * T^6 - 8.7116x10^{-10} * T^5 + 2.3877x10^{-7} * T^4 - 3.9875x10^{-5} * T^3 + 1.8197x10^{-3} * T^2 + 17.977 * T + 2501.7$$

## 7.4 PLANTEAMIENTO ÍNDICES DE DESEMPEÑO

Una vez entendido el funcionamiento del tacho, las ecuaciones que relacionan el sistema y mediante las visitas a ingenios para conocer el proceso e interactuar con los ingenieros expertos en el proceso, se establecieron los índices de desempeño que actualmente definen la eficiencia de un tacho en el proceso de cristalización. Los planteados por los ingenieros fueron:

- Tamaño de los cristales

A si los cristales se hayan adicionado al mismo tiempo y todos tengan las mismas condiciones para absorber la sacarosa simultáneamente, es difícil que los cristales al final del cocimiento tengan el mismo tamaño debido a problemas con la circulación, la viscosidad del material, las diferencias de temperatura y la presión en las diferentes secciones del tacho. Por esta razón se tiene como un índice el coeficiente de variación, está dado por la Ecuación 7.

### ECUACIÓN 30

$$CV = \frac{\text{Desviación estándar}}{\text{Diámetro promedio}}$$

- Caída de pureza

A la salida de los tachos se produce una masa cocida que está conformada por cristales y miel agotada, siendo esta última un parámetro importante para definir la eficiencia de estos sistemas, debido a que la caída de pureza es la diferencia entre la pureza de la miel de entrada y la pureza de la miel agotada. Obteniendo con este índice el aprovechamiento de la pureza de la miel de entrada en la producción de cristales.

### ECUACIÓN 31

$$CP = Pza_{meladura} - Pza_{mielagotada}$$

- Consumo de vapor

El calor necesario para la ebullición de la masa es cedido por el vapor de calentamiento que fluye alrededor de cada calandria en cada cámara. La entrada de vapor es controlada independientemente para cada cámara, ya que cada una de las cámaras cuenta con una válvula de control que es manipulada manualmente a criterio del operario. Al ser manual se puede presentar un mayor consumo energético provocado por un mayor consumo de vapor de calentamiento, por esta razón el índice planteado es el consumo de vapor de calentamiento para



obtener la producción con las condiciones deseadas a partir de los flujos de alimentación disponibles.

**7.4.1 Selección índice de desempeño.** El primer índice está orientado a la calidad del producto, pero no se puede trabajar con este debido a que el tamaño de los cristales es una medición fuera de línea, este parámetro es encontrado por laboratorio mediante pruebas que se realizan a diferentes muestras obtenidas durante todo el proceso, impidiendo el diseño de una estrategia de control automático que pueda usar esta variable.

Los otros dos índices, la caída de pureza y la cantidad de vapor de calentamiento utilizado para una determinada producción, están relacionados con la producción.

Para obtener la caída de pureza, se necesita conocer la pureza en la miel agotada pero esta variable no se mide en línea, esta se obtiene al final del proceso por una prueba de laboratorio a la miel agotada obtenida, lo cual impide trabajar con este índice. Para la cantidad de vapor de calentamiento utilizado para una determinada producción, se puede trabajar con el flujo de vapor de calentamiento y el brix de la masa cocida, el brix es una variable que se mide en línea y depende de los flujos de entrada de alimentación y del flujo del vapor de calentamiento.

Con esto se escoge que el índice a trabajar es el consumo del vapor de calentamiento. El objetivo es encontrar las toneladas de vapor necesarias para obtener la producción con las condiciones deseadas, en este caso la condición es el brix deseado para cada cámara.

Analizando las ecuaciones planteadas en el modelo estático, se tiene que mediante el balance de energía se puede encontrar como el vapor de calentamiento afecta la entalpía de la masa cocida y en las ecuaciones de entalpía está implícito el brix, si despejamos del balance de energía la entalpía de la masa cocida se tiene:

### ECUACIÓN 32

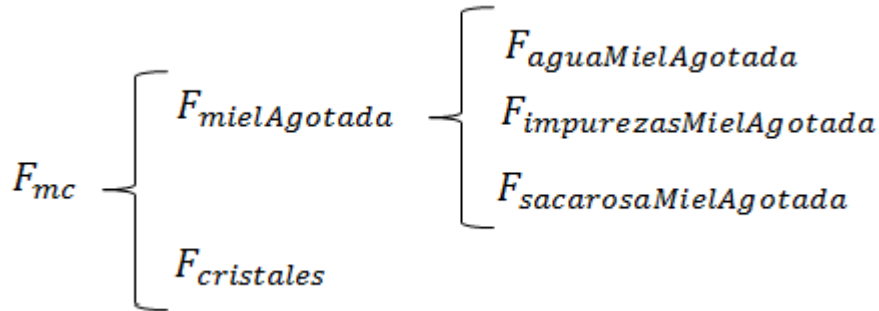
$$h_{mc} = \frac{h_{meladura} * F_{meladura} + h_{semilla} * F_{semilla} + F_{vc} * \lambda - h_{vv} * F_{vv}}{F_{mc}}$$

Con esta ecuación se plantea el índice de desempeño, sobre cuanto vapor de calentamiento necesito para obtener la entalpia necesaria para el brix deseado. Esta cantidad de vapor de calentamiento corresponderá a una restricción para el controlador, para que no se pase del vapor necesario. Para el diseño del controlador se realizó el modelo dinámico del sistema para obtener como cambia la entalpia de la masa cocida en el tiempo y la variación del brix en el tiempo.

## 8. MODELO DINÁMICO DE UN TACHO CONTINUO PARA EL PROCESO DE CRISTALIZACIÓN DEL AZÚCAR.

Para realizar el modelo dinámico, se basó en la estructura de la composición de la masa cocida que se observa en la Figura 15. La masa cocida consta de dos fases, los cristales y la miel agotada como se estructuro anteriormente. Pero la miel agotada consta de agua, sacarosa e impurezas disueltas.

**Figura 15. Estructura de la composición de la masa cocida**



- Balance de sacarosa en la miel agotada

La masa de sacarosa recibe sacarosa de la semilla y la meladura, y se transforma en sacarosa cristalizada por el proceso de cristalización.

### ECUACIÓN 33

$$\frac{dF_{sacarosaMielAgotada}}{dt} = F_{semilla}^S + F_{meladura}^S - \frac{dF_{cristales}}{dt}$$

La sacarosa de la semilla y de la meladura se obtiene como en el balance de sacarosa de la sección anterior.

### ECUACIÓN 34

$$F_{semilla}^S = F_{semilla} * Bx_{semilla} * Pza_{semilla}$$

### ECUACIÓN 35

$$F_{meladura}^S = F_{meladura} * Bx_{meladura} * Pza_{meladura}$$

El crecimiento de los cristales en el tiempo se obtiene teniendo en cuenta cuanta sacarosa se tiene en las entradas del sistema que corresponde a la sacarosa de la semilla más la sacarosa de meladura, multiplicada por un factor que relaciona a un crecimiento lineal de los cristales.

### ECUACIÓN 36

$$\frac{dF_{cristales}}{dt} = (F_{semilla}^S + F_{meladura}^S) * \alpha_{cristales}$$

$\alpha_{cristales}$   
= *Corresponde a un valor experimental, realizando pruebas de cuanta sacarosa de los caudales de entrada se convierte en cristales.*

- Balance de impurezas en la miel agotada

Las impurezas únicamente sufren aporte por el caudal de entrada de la meladura, y no hay ningún proceso que las elimine (exceptuando una fracción despreciable que se evapora).

### ECUACIÓN 37

$$\frac{dF_{impurezasMielAgotada}}{dt} = F_{impurezasMielAgotada}$$

Las impurezas en la miel agotada es la fracción que no corresponde a sacarosa en los sólidos solubles. Su planteamiento es igual a la relación planteada en los balances de sacarosa de la sección anterior, pero multiplicada por el término  $(1 - Pza_{meladura})$ , como se plantea en la Ecuación 38.

### ECUACIÓN 38

$$F_{impurezasMielAgotada} = F_{meladura} * Bx_{meladura} * (1 - Pza_{meladura})$$

- Balance de agua en la miel agotada

La masa de agua sufre aporte del agua del caudal de entrada de la meladura, y se elimina en parte mediante evaporación producida por el aporte calorífico de la calandria.

### ECUACIÓN 39

$$\frac{dF_{\text{aguaMielAgotada}}}{dt} = F_{\text{aguaMeladura}} - F_{vv}$$

El flujo del vapor vegetal ( $F_{vv}$ ) Se asume como una entrada, debido a que el modelo es a partir de la etapa de siembra. En esta etapa ya se tiene la cámara en la presión de vacío requerida, es decir el flujo del vapor vegetal es constante y de un valor conocido. Durante el proceso de cristalización no hay una variación significativa de este.

El agua en la miel agotada es el agua con que ingreso la meladura, ya que la semilla son cristales únicamente compuestos por sacarosa. El agua en la meladura es la fracción que no son sólidos solubles en toda la masa de meladura, por esto es la misma relación de solidos solubles multiplicada por el termino  $(1 - Bx_{\text{meladura}})$ , como se plantea en la Ecuación 40.

### ECUACIÓN 40

$$F_{\text{aguaMeladura}} = F_{\text{meladura}} * (1 - Bx_{\text{meladura}})$$

- Balance en la miel agotada

Para encontrar la variación de la miel agotada en el tiempo, se suman cada una de las variaciones por la que la miel agotada está compuesta.

### ECUACIÓN 41

$$\frac{dF_{\text{mielAgotada}}}{dt} = \frac{dF_{\text{sacarosaMielAgotada}}}{dt} + \frac{dF_{\text{impurezasMielAgotada}}}{dt} + \frac{dF_{\text{aguaMielAgotada}}}{dt}$$

Remplazando cada variación por su correspondiente, se tiene:

#### ECUACIÓN 42

$$\frac{dF_{mielAgotada}}{dt} = F_{semilla}^S + F_{meladura}^S - \frac{dF_{cristales}}{dt} + F_{impurezasMielAgotada} + F_{aguaMeladura} - F_{vv}$$

- Balance en la masa cocida

Por último se plantea la variación de la masa cocida, por la suma de las variaciones de sus componentes.

#### ECUACIÓN 43

$$\frac{dF_{mc}}{dt} = \frac{dF_{mielAgotada}}{dt} + \frac{dF_{cristales}}{dt}$$

Remplazando cada variación por su correspondiente.

#### ECUACIÓN 44

$$\frac{dF_{mc}}{dt} = F_{semilla}^S + F_{meladura}^S + F_{aguaMeladura} - F_{vv} + F_{impurezasMielAgotada}$$

Finalmente se tiene la dinámica de la transferencia de calor en la calandria y en la cámara. Se asume que la dinámica de los flujos de vapor en la cámara tienen una dinámica mucho más rápida que la variación de temperatura, por tal razón la variable temperatura que aparece en las ecuaciones de la energía en forma de calor ( $Q$ ), son constantes en cualquier intervalo de variación apreciable de los flujos.

Seguido de esto se plantea el balance energético, que es parecido al del modelo estático pero obteniendo la variación de la entalpia de la masa cocida en el tiempo, este se representa en la Ecuación 45.

#### ECUACIÓN 45

$$\frac{dh_{mc}}{dt} = \frac{h_{meladura} * F_{meladura} + h_{semilla} * F_{semilla} + Q_{VC} - h_{vv} * F_{vv} - h_{mc} * \frac{dF_{mc}}{dt}}{F_{mc}}$$

El calor del vapor de calentamiento se calcula a partir de la entalpia específica ( $\lambda$ ) que se planteó en el modelo estático.

#### ECUACIÓN 46

$$Q_{VC} = F_{vc} * \lambda$$

Las entalpias de los flujos se calculan como se realizó anteriormente para el balance de energía del modelo estático.

Obteniendo la variación de la entalpia de la masa cocida, se obtiene la dinámica del brix de esta durante todo el tiempo de la templa.

#### ECUACIÓN 47

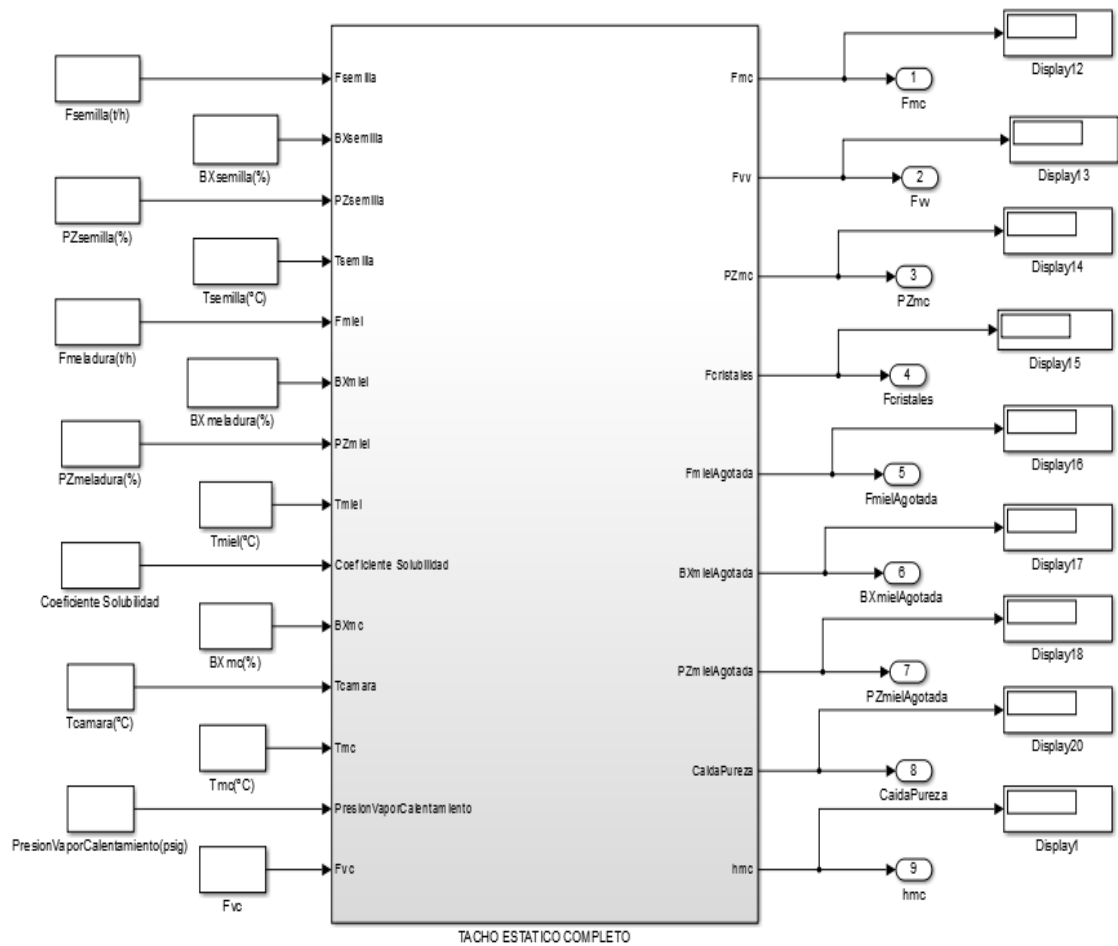
$$BX_{mc} = \frac{\frac{h_{mc} * 1000}{T_{mc}} - 4125.3 - 1.8691 * T_{mc} + 0.009271 * T_{mc}^2}{-24.804 + 0.067 * T_{mc}}$$

### 8.1 VALIDACIÓN DE LOS MODELOS

Para corroborar los resultados de los balances propuestos, se realizaron diferentes simulaciones con la herramienta Simulink del programa Matlab. La primera simulación correspondió al balance de masa y energía del sistema estático, para esto se realizó un subsistema como se observa en la Figura 16, en el cual se tiene cada una de las ecuaciones planteadas anteriormente para el sistema estático.

Además el objetivo de simular el sistema estático es encontrar las toneladas de vapor necesarias, para obtener la entalpía de la masa cocida correspondiente al brix deseado de cada cámara.

**Figura 16. Subsistema con las ecuaciones del modelo estático**



La segunda simulación es un subsistema con las ecuaciones planteadas para el modelo dinámico, la simulación de este corresponde para las etapas de siembra y cocción; es decir, se parte que en la cámara se tiene una meladura inicial con la concentración requerida para la siembra de los cristales. Este subsistema se observa en la Figura 17.

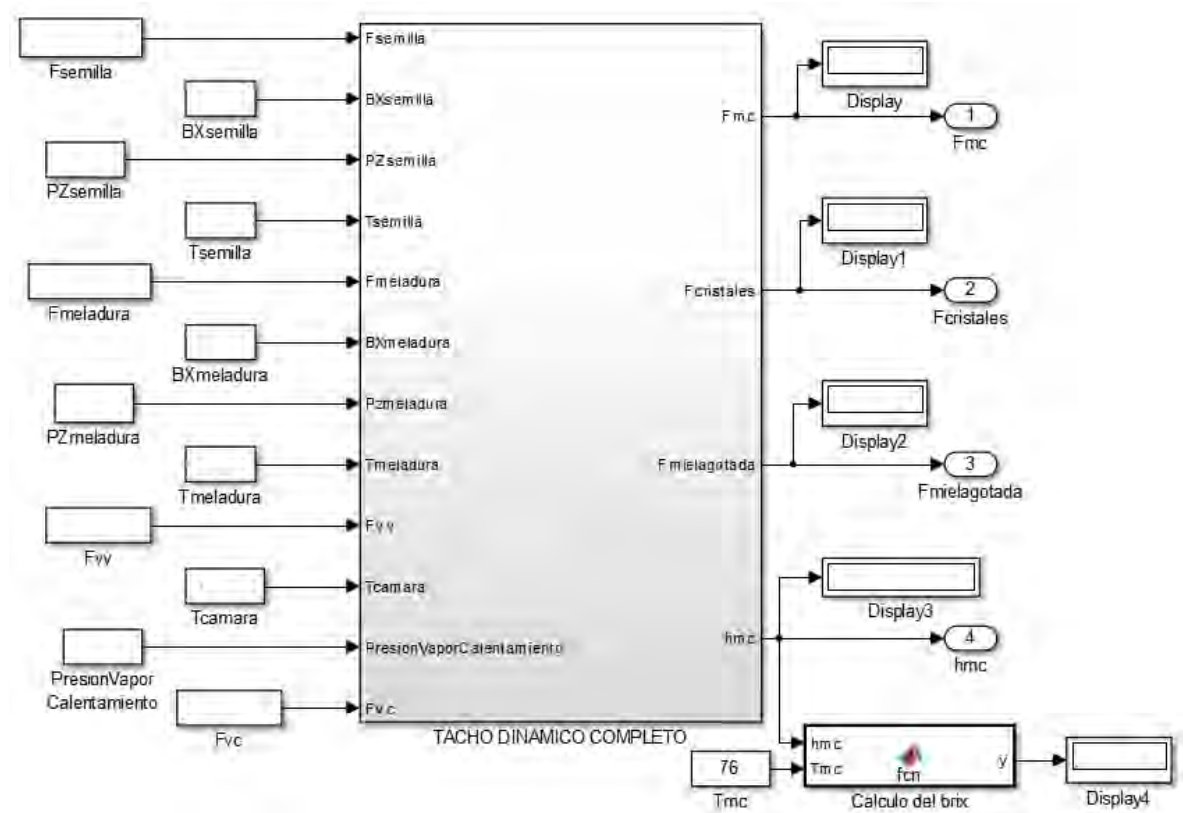
Para el modelo dinámico, solo se obtuvo en la salida el comportamiento de cuatro variables: el flujo de la masa cocida, el flujo de los cristales, el flujo de la miel



agotada y la entalpía de la masa cocida que por la relación planteada en la Ecuación 47 se obtiene el brix de la masa cocida. Siendo estos los más importantes y los que se obtienen en línea en los ingenios, ya que las variables como el brix de la miel agotada, pureza de la miel agotada y caída de pureza son obtenidas por laboratorio.

Como se describió anteriormente el brix de la masa cocida en los ingenios se obtiene en línea, debido a que esta corresponde a la variable de medida para controlar la apertura de las válvulas de los flujos de entrada. Por esta razón el modelo dinámico planteado obtiene a la salida el comportamiento de esta variable en todo el tiempo de templa, ya que servirá para la estrategia de control planteada posteriormente.

**Figura 17. Subsistema con las ecuaciones del modelo dinámico**



Para realizar las simulaciones con valores reales, el centro de la investigación de la caña de azúcar entregó una tabla de datos de un tacho continuo que se encontraba en la base de datos del programa “Ceniprof”. Ceniprof es una

herramienta de simulación creada por Cenicaña para analizar las variables de entrada y salidas involucradas en los procesos de la industria azucarera, incluido el proceso de cristalización. Este permite hacer los cálculos de manera automática de las salidas de un tacho a partir del ingreso de las respectivas entradas.

Estos datos al ser de un tacho continuo real son adecuados para validar nuestros modelos. En la Tabla 1 se observa los datos suministrados por Cenicaña, los flujos corresponden a las toneladas que se necesitaron durante toda la templa.

**Tabla 1. Datos suministrados por Cenicaña de un tacho continuo**

DATOS TACHO CONTINUO VERTICAL	
PARAMETROS DE OPERACIÓN	
BX Deseado (%)	90
Presión Vapor Calentamiento (psig)	15,0869
Tiempo de templa (horas)	1,22
ENTRADAS	
Flujo Semilla (t)	20,2296
BX Semilla (%)	92,21
PZa Semilla (%)	77,5446
Temperatura Semilla (°C)	66,7068
Flujo Meladura (t)	50,6239
BX Meladura (%)	78,0247
PZa Meladura (%)	77,5445
Temperatura Meladura (°C)	69,5134
Coeficiente de Solubilidad	0,66
Temperatura Cámara (C)	68,28
Temperatura Masa Cocida (°C)	76
SALIDAS	
Flujo de Masa Cocida (t)	64,32
BX Masa Cocida (%)	90
Pza Masa cocida (%)	77,54
Flujo Cristales (t)	29,91
Flujo Miel Agotada (t)	34,41
BX Miel Agotada (%)	81,31
PZa Miel Agotada (%)	53,54
Flujo Vapor Vegetal (t)	6,24
Caída de Pureza	24,01

**Fuente:** Tabla elaborada a partir de información proporcionada por: DE LA CRUZ CERÓN, Julián. Entradas y salidas de un tacho continuo en Ceniprof del Centro de Investigación de la Caña de azúcar (Cenicaña). Santiago de Cali, 2015. 1 archivo de computador.

Se realizó la simulación de los dos subsistemas con los datos de entrada proporcionados por Cenicaña, los resultados obtenidos en la simulación se observa en las Tabla 2, al igual que la validación de estos respecto a los entregados por Cenicaña. Para validarlos se calculó el error entre los datos reales (Datos Ceniprof) y los datos obtenidos en el modelo planteado, el error es expresado a partir de la Ecuación 48.

También se encontró mediante el modelo estático que para obtener un brix de 90% con los flujos de semilla y meladura que se tienen se necesitaba de 6.9 toneladas de vapor de calentamiento.

#### ECUACIÓN 48

$$\text{Error (\%)} = \frac{\text{Datos Ceniprof} - \text{Datos modelo propuesto}}{\text{Datos Ceniprof}} * 100$$

**Tabla 2. Validación de los datos**

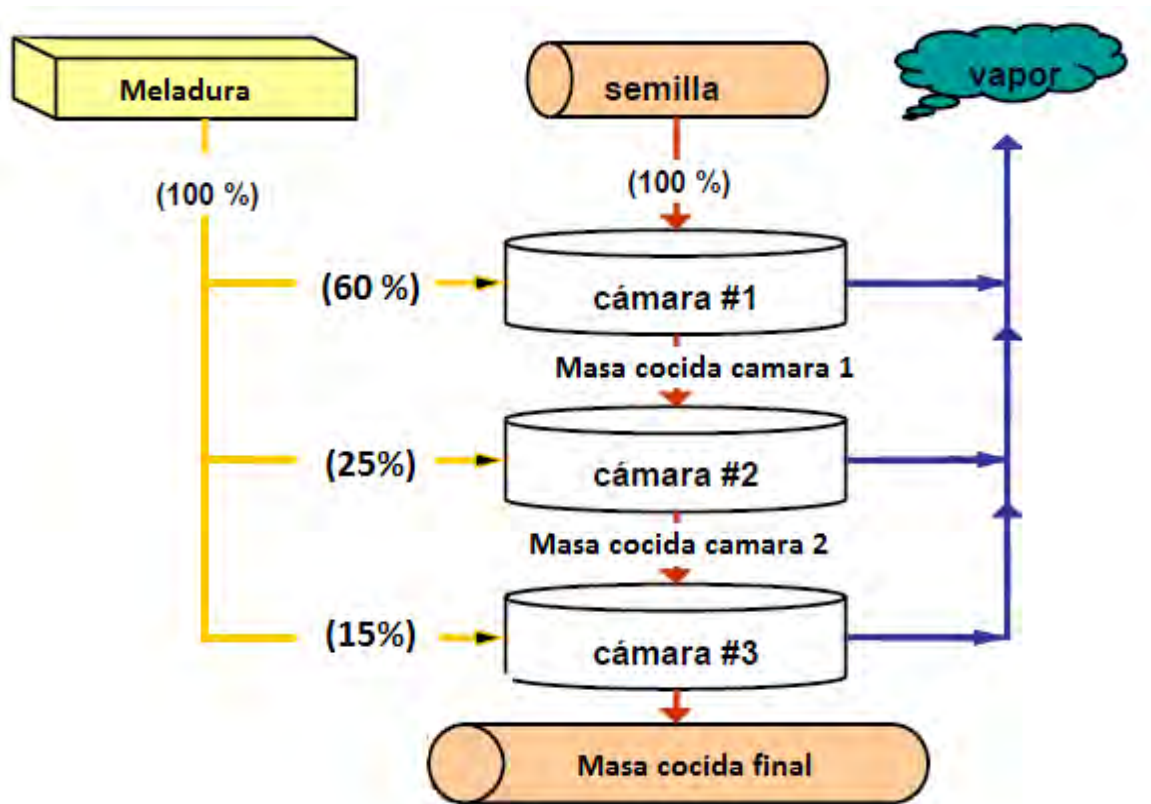
DATOS 1	Datos Ceniprof	Datos modelo propuesto	Error
Flujo de Masa Cocida (t)	64,32	64,61	0,45%
BX Masa Cocida (%)	90	90,02	0,02%
PZa Masa cocida (%)	77,54	77,54	0,00%
Flujo Cristales (t)	29,91	30,15	0,80%
Flujo Miel Agotada (t)	34,41	34,46	0,15%
BX Miel Agotada (%)	81,31	81,25	0,07%
PZa Miel Agotada (%)	53,54	53,36	0,34%
Flujo Vapor Vegetal (t)	6,24	6,239	0,02%
Caída de pureza	24,01	24,18	0,71%

Como se observa en las tablas de validación, el error obtenido es mínimo de tal manera que se puede concluir que los modelos están acordes al proceso.

Pero hasta el momento se tiene un tachó continuo de una forma global, por lo cual se prosigue a la simulación del modelo dinámico pero teniendo en cuenta las tres cámaras con las que trabaja el tachó continuo vertical en estudio. La distribución

del flujo de meladura y flujos de entrada a cada cámara se observa en la Figura 18.

**Figura 18. Distribución del flujo de meladura y flujos de entrada a cada cámara**



Para la cámara 1, se ingresa el total de semilla ya que es donde se realiza la etapa de siembra, por lo cual también se ingresa la mayor cantidad de meladura en este caso un 60%. Para esta cámara el modelo dinámico es igual al presentado globalmente, ya que sus entradas son semilla y meladura.

En cambio para la cámara 2 y 3 el modelo dinámico presenta una variación debido a que la entrada de estas cámaras ya no es semilla, sino que es la masa cocida de la cámara anterior. Esta masa cocida contiene impurezas y agua que deben tenerse en cuenta para la obtención de las salidas de cada cámara. El cambio a las ecuaciones está en la variación del flujo de las impurezas de la miel agotada y en la variación del agua de la miel agotada, estos cambios se plantean de la siguiente forma:

#### ECUACIÓN 49

$$\frac{dF_{impurezasMielAgotada}}{dt} = F_{impurezasMeladura} + F_{impurezasMc(entrada)}$$

Para estas cámaras hay impurezas por la meladura y la masa cocida proveniente de la cámara anterior, las impurezas de la masa cocida de entrada se calcula de la misma forma pero en función de ella.

#### ECUACIÓN 50

$$F_{impurezasMc(entrada)} = F_{Mc(entrada)} * Bx_{Mc(entrada)} * (1 - Pza_{Mc(entrada)})$$

De igual forma hay agua en la masa cocida de entrada que se debe tener en cuenta, por esto se agrega esta variable al balance de agua de la miel agotada. El cálculo de esta es igual pero con respecto a su variable.

#### ECUACIÓN 51

$$\frac{dF_{aguaMielAgotada}}{dt} = F_{aguaMeladura} + F_{aguaMc(entrada)} - F_{vv}$$

#### ECUACIÓN 52

$$F_{aguaMc(entrada)} = F_{Mc(entrada)} * (1 - Bx_{Mc(entrada)})$$

Para realizar la simulación del modelo dinámico en las tres cámaras, se tiene en cuenta los siguientes parámetros:

- La simulación es a partir de la etapa de siembra, por esto se considera que en las cámaras se tiene una cantidad inicial de meladura.
- La entalpia inicial es aproximadamente el valor correspondiente para el brix con que ingresa la meladura.
- La distribución de meladura en cada una de las cámaras es en los porcentajes descritos anteriormente.

- Se tiene la misma presión y caudal del vapor de calentamiento en las tres cámaras, por lo cual igual temperatura en la cámara y masa cocida.
- El periodo de templa en las tres cámaras es el mismo.

Por último, a partir del resultado encontrado en la simulación del modelo estático de que el vapor de calentamiento disponible es de 6.9 toneladas para llegar a un brix del 90% y como la simulación del modelo dinámico se aplicó a la misma tasa en todo el tiempo, se distribuye este flujo de forma equitativa en cada una de las cámaras, 2.3 toneladas de vapor de calentamiento para cada cámara.

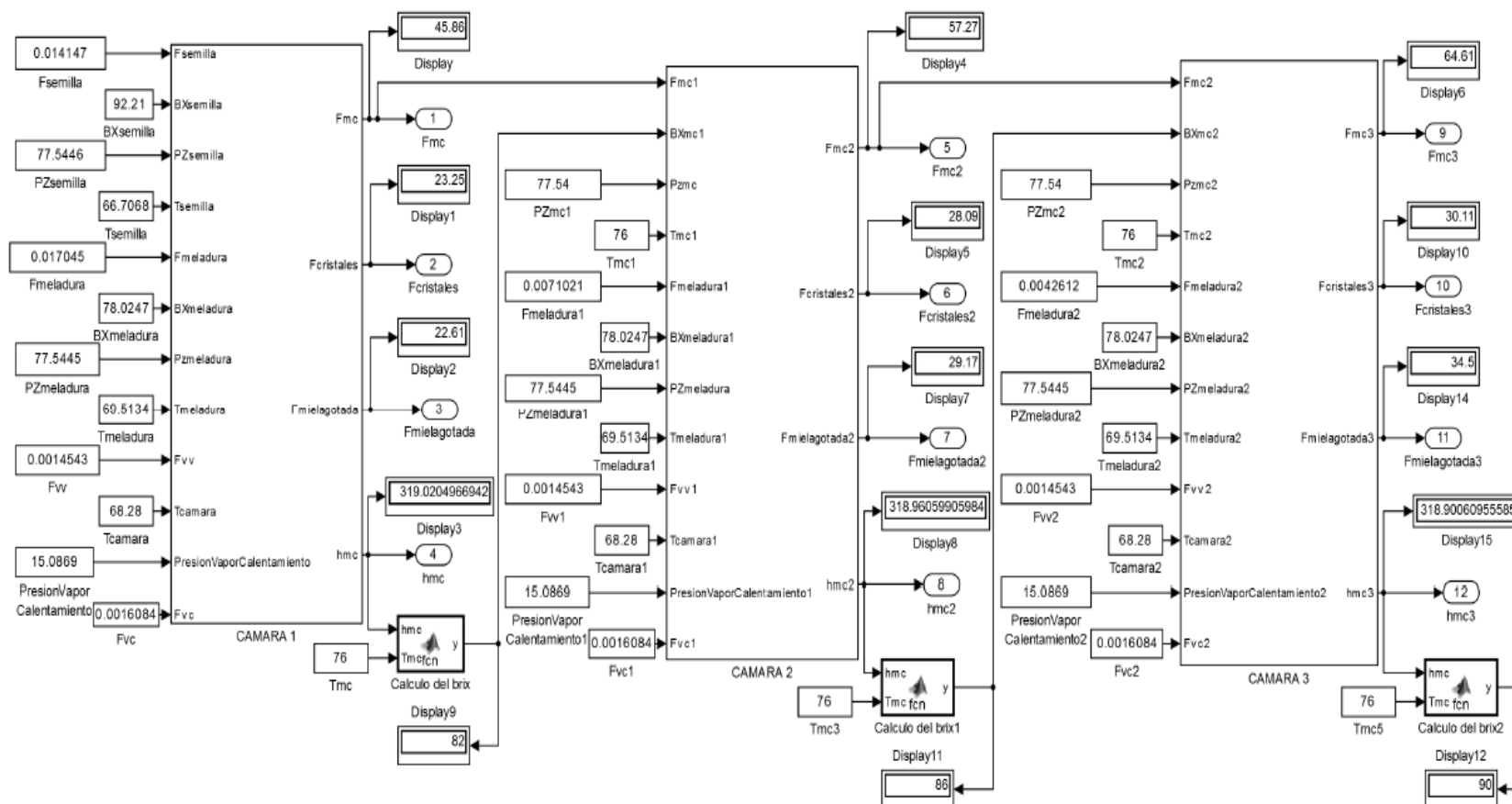
El parámetro a tener en cuenta para la simulación es el tiempo de templa y el brix de cada cámara en este tiempo. Cuando pase el tiempo de templa en cada cámara, se descarga la masa cocida sirviendo como entrada de semilla para la siguiente cámara y teniendo como parámetro del brix obtenido hasta ese momento. El objetivo es llegar al brix de 90% al final de las tres cámaras.

Como la simulación es en segundos, se colocó en los flujos de entrada el valor correspondiente en esta unidad, en la Tabla 3 se observa las entradas para cada cámara y en la Figura 19 el esquema de la simulación con las salidas obtenidas.

**Tabla 3. Parámetros de entrada para cada cámara**

ENTRADAS	CAMARA 1	CAMARA 2	CAMARA 3
Flujo Semilla (t)	0.014147	0.03207	0.040042
BX Semilla (%)	92.21	82	86
PZa Semilla (%)	77.5446	77.54	77.54
Temperatura Semilla (°C)	66.7068	76	76
Flujo Meladura (t)	0.017045	0.0071021	0.0042612
BX Meladura (%)	78.0247	78.0247	78.0247
PZa Meladura (%)	77.5445	77.5445	77.5445
Temperatura Meladura (°C)	69.5134	69.5134	69.5134
Flujo Vapor Vegetal (t)	0.0014543	0.0014543	0.0014543
Temperatura Cámara (°C)	68.28	68.28	68.28
Presión Vapor calentamiento (psig)	15.0869	15.0869	15.0869
Flujo Vapor calentamiento (t)	0.0016084	0.0016084	0.0016084

**Figura 19. Simulación de las tres cámaras**



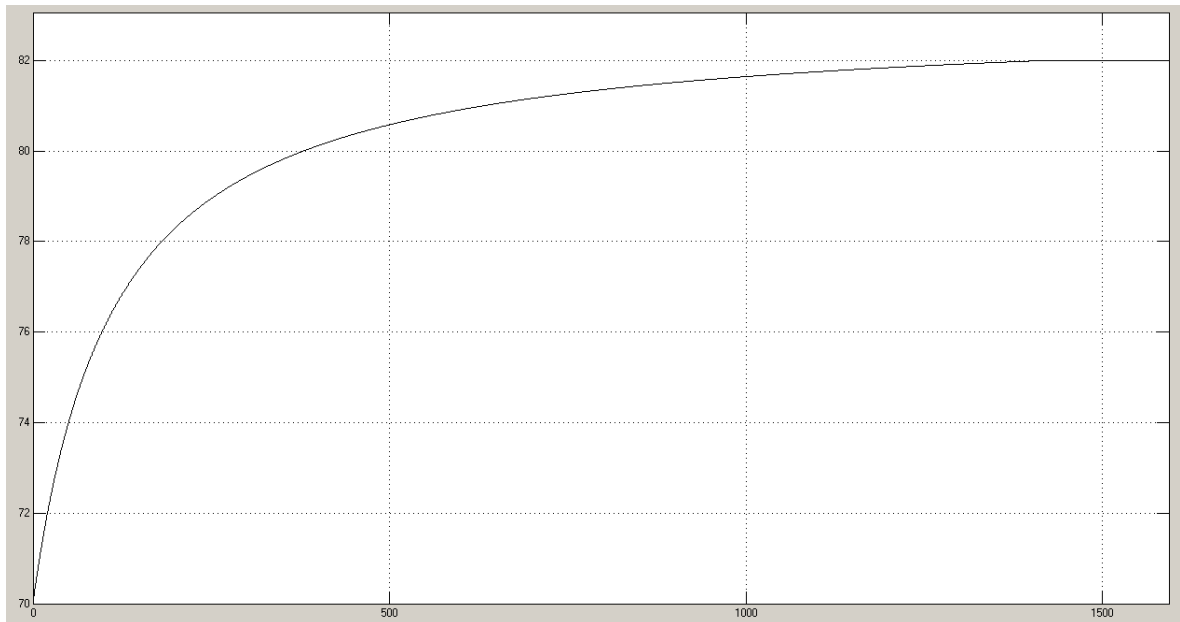
Los resultados obtenidos para cada cámara se observan en la Tabla 4.

**Tabla 4. Resultados obtenidos simulando las tres cámaras**

SALIDAS MODELO DINÁMICO	CAMARA 1	CAMARA 2	CAMARA 3
Flujo de Masa Cocida (t)	45.86	57.27	64.61
Flujo Cristales (t)	23.25	28.09	30.11
Flujo Miel Agotada (t)	22.61	29.17	34.5
Entalpia masa cocida (KJ/Kg)	319.0205	318.9606	318.9006
Brix (%)	82	86	90

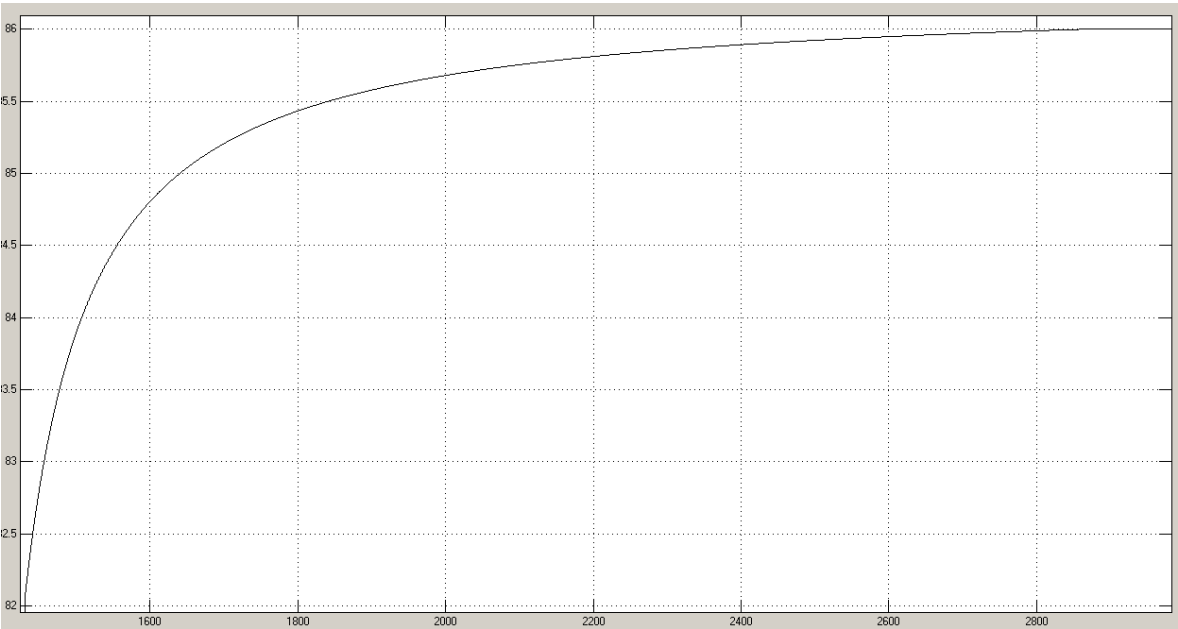
La simulación llegó aproximadamente a los flujos totales en la cámara 3 y se obtuvo en la última cámara un brix de 90%. El comportamiento del brix de la masa cocida es el parámetro clave para analizar el funcionamiento correcto de cada cámara. Por esta razón se graficó la salida del brix de cada cámara, estos fueron los gráficos obtenidos:

**Figura 20. Brix cámara 1**

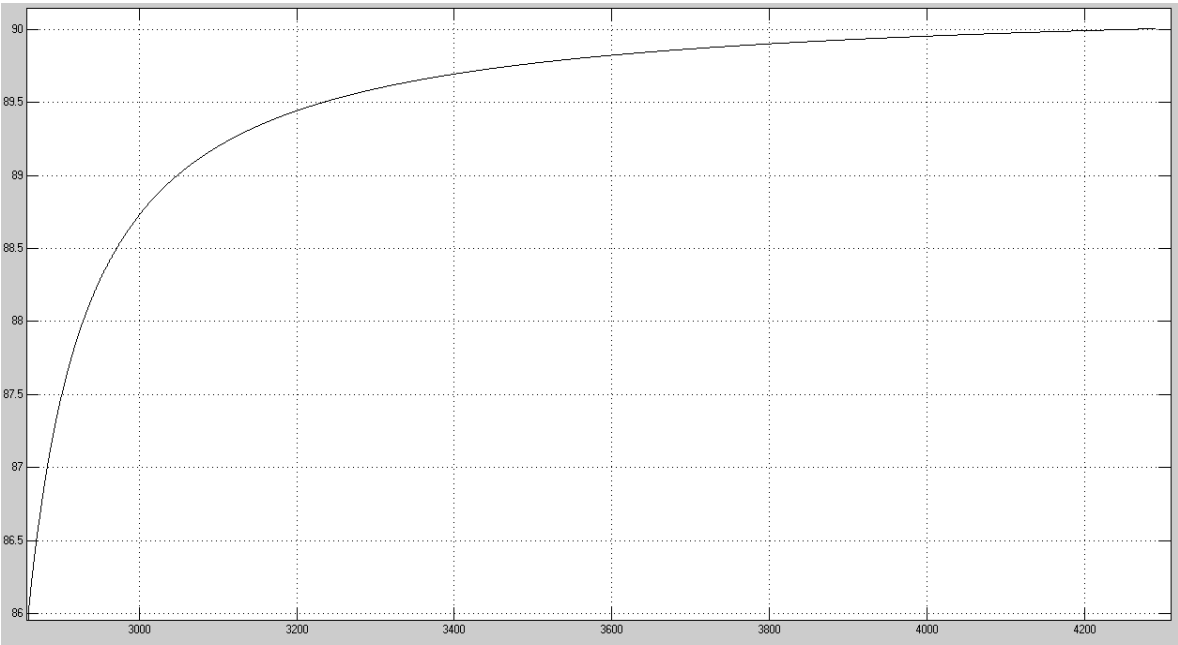




**Figura 21. Brix cámara 2**



**Figura 22. Brix cámara 3**



Para la primera cámara se observa que el brix arranca aproximadamente en un 70%, que corresponde al brix de la meladura con que empieza la etapa de siembra y cocción. El brix empieza a aumentar hasta llegar a un 82 %.

Para la segunda cámara el brix arranca desde el 82% y aumenta hasta llegar al 86%. Finalmente, la tercera cámara empieza con un brix del 86% y finaliza en un brix de 90%. A parte de llegar al brix deseado, se llega al brix final del 90% en un tiempo de temple similar al registrado por Ceniprof. En la simulación se llegó al brix de 90% aproximadamente en 4300 segundos que corresponden a 1.19 horas y el registrado en Ceniprof es de 1.22 horas.

## 9. EXPLORACIÓN DE TÉCNICAS DE CONTROL VIABLES AL PROCESO

En el planteamiento del problema se resalta que las actuales estrategias de control implementadas en el tacho no permiten la integración de diferentes lazos de control. Además la mayoría de estas estrategias son distintos controladores PID que son utilizados solo para la regulación de los parámetros de operación, como por ejemplo el vacío o temperatura en la cámara.

Como el objetivo es controlar el brix de cada una de las cámaras manipulando la apertura de las válvulas de los tres flujos de entrada: semilla, meladura y vapor de calentamiento, se necesita de un controlador capaz de integrar diferentes lazos de control en un sistema con una dinámica altamente no lineal y con restricciones de funcionamiento. Por esta razón se realizó una tabla donde se evalúan las estrategias de control planteadas en el marco teórico con sus ventajas y desventajas para este proceso.

**Tabla 5. Ventajas y desventajas estrategias de control**

ESTRATEGIA DE CONTROL	VENTAJAS	DESVENTAJAS
PID	Fácil de ajustar	Dificultad de sintonización para sistemas no lineales
	Uso de leyes de control simples	Solo para sistemas SISO (monovariables)
CASCADA FEED-FORWARD SELECTIVO RELACIÓN	Permite ajustar diferentes lazos de control para mejorar el desempeño	Al tener como base el PID presenta los mismos inconvenientes en la sintonización de sistemas no lineales
	Genera una acción correctiva tan pronto como las variables controladas se desvían de la referencia	No es fácil el ajuste de restricciones
	No es imprescindible un modelo matemático del proceso	No proveen ninguna acción predictiva para compensar los efectos de las perturbaciones
	Para sistemas multivariables	
CONTROL PREDICTIVO MPC	Puede trabajar con modelos de predicción no lineal, multivariable e inestable.	Requiere el conocimiento de un modelo dinámico del sistema suficientemente preciso
	La ley de control responde a criterios óptimos	Requiere un algoritmo de optimización
	Permite fácilmente la incorporación de restricciones en el cálculo de las actuaciones	Requiere un alto coste computacional, lo que hace difícil su aplicación para sistemas rápidos

Teniendo en cuenta que el modelo que se tiene de la planta es no lineal y que se quiere incorporar restricciones mediante los actuadores para el índice de desempeño, la estrategia seleccionada es el control predictivo MPC, además la dinámica del sistema es lenta.

## 9.1 CONTROL PREDICTIVO BASADO EN MODELOS (MPC)

El MPC se enmarca dentro de los controladores óptimos, es decir, aquellos en los que las actuaciones responden a la optimización de un criterio. El criterio a optimizar está relacionado con el comportamiento futuro del sistema, que se predice gracias al modelo dinámico del mismo, denominado modelo de predicción.

- **Modelo de predicción:** Es el modelo matemático que describe el comportamiento esperado del sistema. Este modelo puede ser lineal o no lineal, en tiempo continuo o en tiempo discreto, en variables de estado o en entrada salida. El modelo de predicción considerado tiene la forma:

### Ecuación 53

$$x_{k+1} = f(x_k, u_k)$$

- **Función de coste:** Es la función que indica el criterio a optimizar. Es una función definida positiva que expresa el coste asociado a una determinada evolución del sistema a lo largo del horizonte de predicción  $N$ . Esta función suele tener la forma:

### Ecuación 54

$$J_N(x_k, u_F(k)) = \sum_{i=0}^{N-1} L(x(k+i|k), u(k+i|k)) + V(x(k+N|k))$$

Siendo  $L$  la función de coste de etapa y  $V$  la función de coste terminal. Estas funciones son definidas positivas.

El intervalo de tiempo futuro que se considera en la optimización se denomina horizonte de predicción.

- **Horizonte de predicción:** El intervalo de tiempo (expresado en instantes de muestreo) sobre el que se predice la evolución de las salidas. Por tanto, si el

horizonte de predicción es  $N$ , empleando el modelo de predicción se calculará la siguiente secuencia de predicciones de las salidas:

#### **Ecuación 55**

$$\hat{y}(t+1|t), \hat{y}(t+2|t), \dots, \hat{y}(t+N|t)$$

Para el cálculo de esta secuencia se emplea la información de la evolución del proceso hasta el instante  $t$ , es decir, valores pasados de las entradas o actuaciones del proceso o valores presentes y pasados de las salidas del proceso<sup>19</sup>. También se emplea una secuencia de actuaciones o señales de control futuras:

#### **Ecuación 56**

$$u(t|t), u(t+1|t), \dots, u(t+N-1|t)$$

- Horizonte de control: Secuencia de actuaciones o señales de control futuras.

Dado que el comportamiento futuro del sistema depende de las actuaciones que se aplican a lo largo del horizonte de predicción, son estas las variables de decisión respecto a las que se optimiza el criterio.

Una de las propiedades más atractivas del MPC es su formulación, que permite considerar restricciones sobre las señales del sistema.

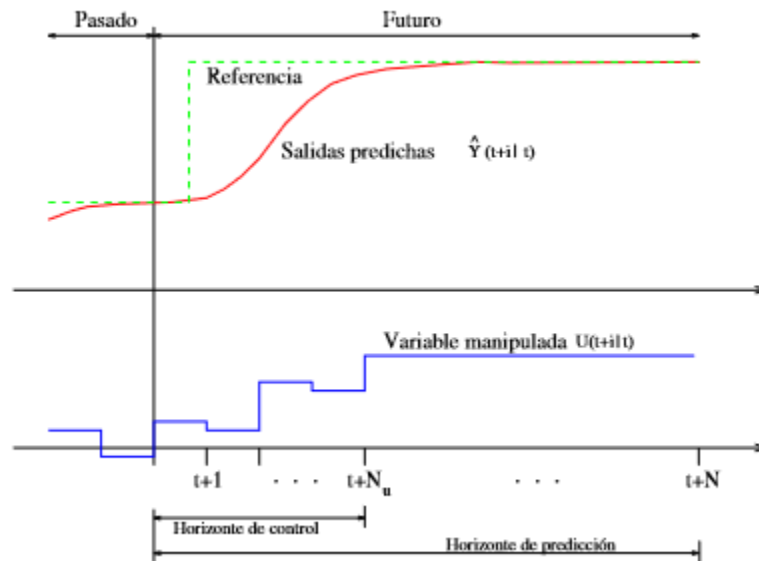
- Restricciones: Indican los límites dentro de los cuales debe ocurrir la evolución del sistema. La evolución de las señales de un sistema no debe exceder determinadas restricciones que, ya sea por límites físicos o por motivos de seguridad, se imponen al sistema. Por ejemplo, los límites de los actuadores forman parte de estas restricciones<sup>20</sup>.

---

<sup>19</sup> RODRIGUEZ RAMIREZ, Daniel. Perspectiva general del control predictivo: Min-Max [en línea], Sevilla: esi2.us. [consultado 17 de junio de 2015]. Disponible en Internet: <http://www.esi2.us.es/~danirr/CursoDoct.pdf>

<sup>20</sup> LIMÓN MARRUEDO, Daniel. Control predictivo de sistemas no lineales con restricciones: estabilidad y robustez [en línea]. Trabajo de grado Doctor Ingeniero Industrial. Sevilla: Universidad de Sevilla. Facultad de ingeniería, 2002. p. 5 [consultado 17 de junio de 2015]. Disponible en Internet: <http://www.esi2.us.es/~limon/papers/LimonPHD02.pdf>

**Figura 23. Estrategia control predictivo**



**Fuente:** RODRIGUEZ RAMIREZ, Daniel. Perspectiva general del control predictivo: Min-Max [en línea], Sevilla: esi2.us. [consultado 17 de junio de 2015]. Disponible en Internet: <http://www.esi2.us.es/~danirr/CursoDoct.pdf>

El MPC presenta una serie de ventajas sobre otros métodos, entre las que destacan:

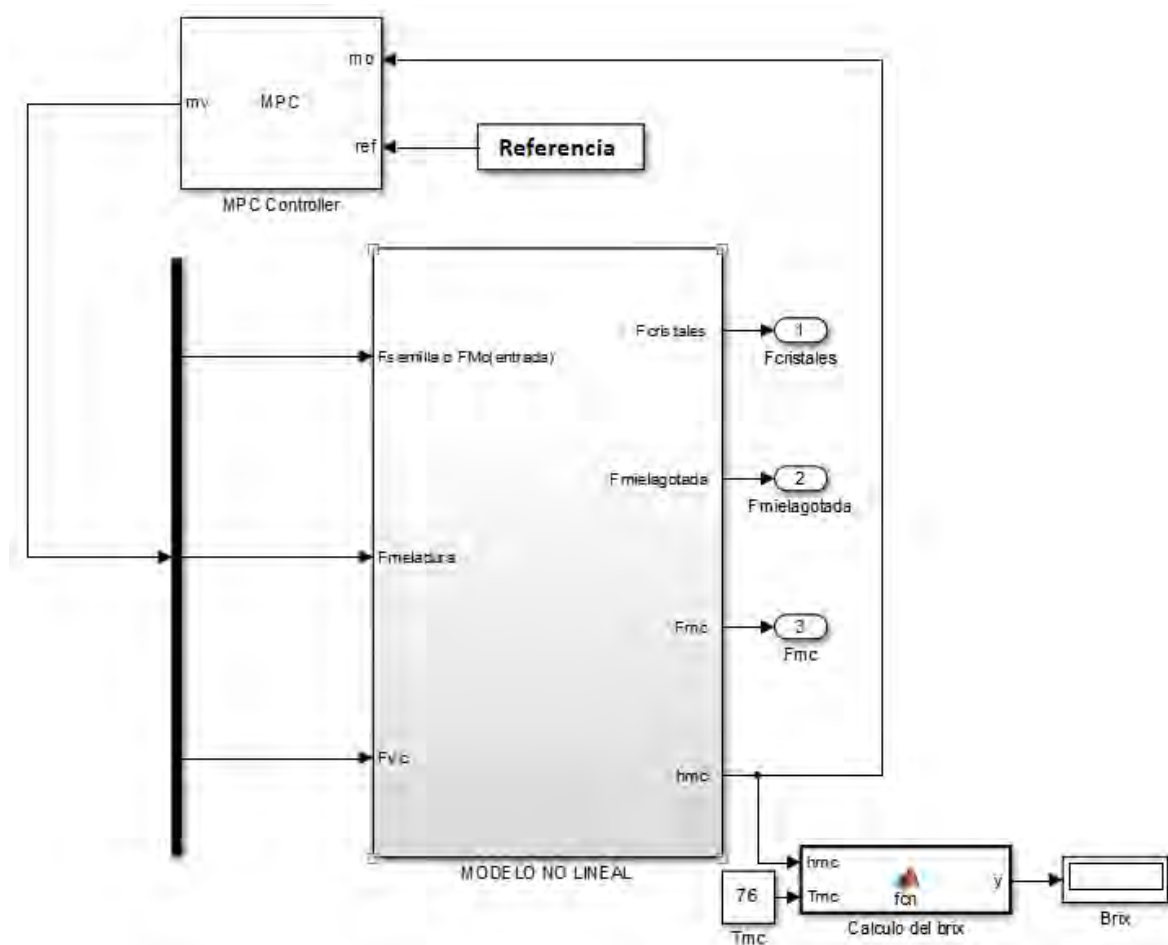
- Puede ser usado para controlar una gran variedad de procesos, desde aquéllos con dinámica relativamente simple hasta otros más complejos incluyendo sistemas con grandes retardos, de fase no mínima o inestable.
- Permite tratar con facilidad el caso multivariable.
- Resulta conceptualmente simple la extensión al tratamiento de restricciones, que pueden ser incluidas de forma sistemática durante el proceso de diseño.
- Es muy útil cuando se conocen las futuras referencias (robótica o procesos en *batch*)<sup>21</sup>.

<sup>21</sup> BORDÓNS ALBA, Carlos. Control predictivo: metodología, tecnología y nuevas perspectivas [en línea], 2000 [consultado 17 de junio de 2015]. Disponible en Internet: <http://control-ps2316-sept2009.wikispaces.com/file/view/CONTROL+PREDICTIVO.pdf>

## 10. DISEÑO DE LA ESTRATEGIA DE CONTROL

Para cada cámara se diseñó un controlador MPC, mediante el toolbox de Matlab “Control and Estimation Tools Manager”. Lo primero que se realizó, fue conectar el modelo de la cámara al controlador, una gran ventaja de esta herramienta es que permitió conectar directamente el modelo no lineal. Las entradas del modelo se conectaron por medio de un demultiplexor (demux) a la salida del controlador que corresponde a la variable manipulada de este. La salida del modelo que se desea controlar, en este caso la entalpia de la masa cocida, se conectó a la entrada del controlador (mo). En la Figura 24 se observa el esquema general.

**Figura 24. Esquema general para la conexión del controlador al modelo**



Cuando se tiene conectado el modelo al controlador se inicia el toolbox, se debe indicar cuantas variables manipuladas y salidas a controlar se tiene en el sistema,

en este caso el controlador necesita manipular las tres entradas de flujos para controlar una salida que corresponde a la entalpia de la masa cocida. Antes de diseñar el controlador, el toolbox realiza automáticamente el siguiente procedimiento:

- Construye unas especificaciones automáticas para encontrar los puntos de equilibrio.
- Encuentra los puntos de equilibrio.
- Linealiza el modelo en base a los puntos de equilibrio encontrados.
- Inicia la interfaz para el diseño del controlador.

En el diseño de los controladores MPC de cada una de las cámaras, se incorporaron las restricciones, estas son expresadas en función de las variables en las que se pueden actuar, que corresponden a los flujos de entrada del sistema: flujo de semilla, flujo de meladura y flujo de vapor de calentamiento.

## 10.1 CONTROL CAMARA 1

Cuando se conectó el modelo de la cámara 1 con el controlador, este automáticamente linealizó el modelo en los puntos de equilibrio correspondientes a las condiciones iniciales del sistema. La matriz linealizada de la cámara 1 fue:

$$\begin{bmatrix} \dot{x}_3 \\ \dot{x}_4 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 0 & 0 \\ 0.4154 & -0.0007728 \end{bmatrix} * \begin{bmatrix} x_3 \\ x_4 \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} 0.715 & 1 & 0 \\ 15.38 & -8.284 & 812.4 \end{bmatrix} * \begin{bmatrix} u_1 \\ u_2 \\ u_3 \end{bmatrix}$$

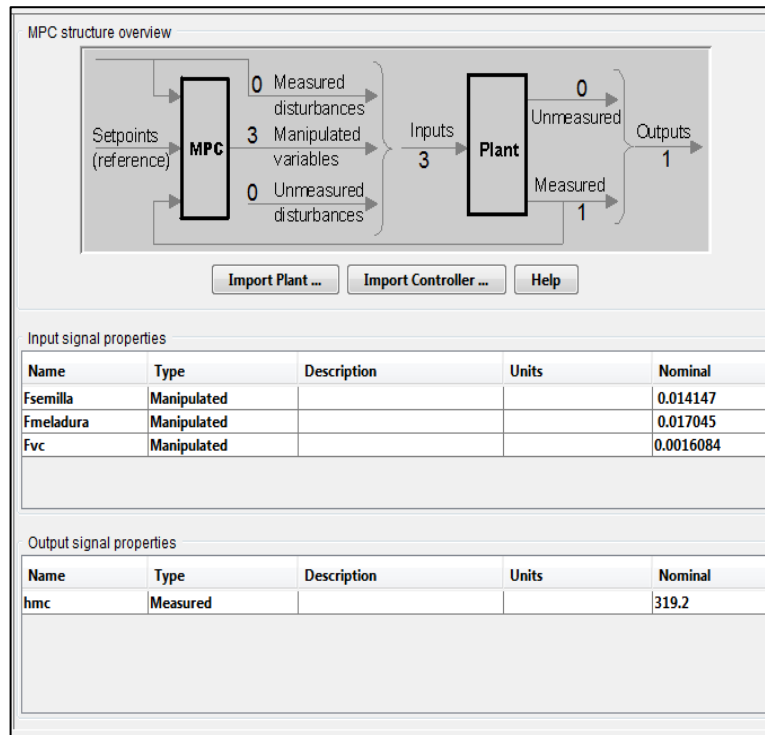
$$y = \begin{bmatrix} 0 & 1 \end{bmatrix} * \begin{bmatrix} x_3 \\ x_4 \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} 0 & 0 & 0 \end{bmatrix} * \begin{bmatrix} u_1 \\ u_2 \\ u_3 \end{bmatrix}$$

Solamente se tiene dos variables de estado que corresponden al flujo de la masa cocida ( $x_3$ ) y entalpia de la masa cocida ( $x_4$ ), debido a que solo de estas dos variables depende el comportamiento del sistema. Se tiene tres entradas que corresponden al flujo de semilla ( $u_1$ ), flujo de meladura ( $u_2$ ) y el flujo del vapor de calentamiento ( $u_3$ ). La salida que se quiere controlar es la segunda variable de estado es decir la entalpia de la masa cocida.



Después de tener linealizado el modelo se designa las propiedades de las entradas del sistema y de la salida, estas corresponden a los valores iniciales de las variables. Como condición inicial se tiene una entalpia correspondiente a un brix del 70%, aproximadamente el brix de la meladura. En la Figura 25, se observa la asignación de los valores iniciales de las entradas y salida, y el esquema de control del MPC.

**Figura 25. Asignación de las propiedades de entradas y salida para la cámara 1.**



Se inicia con el diseño del controlador asignando el tiempo de estabilización que corresponde a 1430 segundos que es el tiempo de templa de la cámara 1, se asignó como horizonte de predicción 4 intervalos de tiempo futuro. No se pudo colocar un horizonte mayor debido a que el modelo es inestable, por lo cual un horizonte con mayor intervalo de tiempo, tomaría muchos puntos variantes en todo momento. Como horizonte de control, se colocó 4 intervalos de control para calcular las acciones de control, estos parámetros se observan en la Figura 26.

**Figura 26. Asignación de los horizontes**

Model and Horizons | Constraints | Weight Tuning | Estimation (Advanced)

Plant model: MPC11\_Plant

Horizons

Control interval (time units): 1430

Prediction horizon (intervals): 4

Control horizon (intervals): 4

☒ Blocking

Blocking

Blocking allocation within prediction hor...: Beginning

Number of moves computed per step: 3

Custom move allocation vector: [2 3 5]

Help

Las restricciones se basaron en el flujo del vapor de calentamiento que es el índice de desempeño escogido. A partir de la Ecuación 32 se encontraron las toneladas necesarias de flujo de vapor de calentamiento para llegar a la entalpia correspondiente de un brix del 82%, teniendo como parámetros los flujos disponibles de meladura y semilla.

Las restricciones se asociaron a la máxima variación que se puede dar por segundos, por esto como restricción para el flujo de meladura y de semilla se colocaron los flujos utilizados para el cálculo del índice de desempeño pero en unidades de segundo y la restricción para el vapor de calentamiento fue el obtenido por la ecuación del índice de desempeño, expresado en segundos. Estos valores se observan en la Tabla 3 cuando se realizó la simulación del modelo dinámico de las tres cámaras.

Como máximo valor se tiene que las válvulas de los flujos de entrada como máximo permiten una apertura para que el flujo sea 10 veces mayor a la variación por segundo. La asignación de las restricciones se observan en la Figura 27.

**Figura 27. Asignación de las restricciones para la cámara 1**

Manager

Model and Horizons Constraints Weight Tuning Estimation (Advanced)

Constraints on manipulated variables

Name	Units	Minimum	Maximum	Max Down Rate	Max Up Rate
Fsemilla		0	0.14147	0	0.014147
Fmeladura		0	0.17045	0	0.017045
Fvc		0	0.016084	0	0.0016084

Constraints on output variables

Name	Units	Minimum	Maximum
hmc		-Inf	Inf

Constraint Softening Help

Por ultimo se especifica la referencia para la salida, en este caso se desea llegar a una entalpia de 319.0205 KJ/Kg, que corresponde a un brix de 82 % que es el brix deseado para la cámara 1. Antes de simular se especifica el tiempo de duración de la simulación, Figura 28.

Al realizar la simulación, se obtuvo un gráfico donde se observa la salida del sistema controlado en la entalpia de referencia, Figura 29. Además de las acciones de control para obtener y mantener la salida en el valor de referencia, Figura 30.

Como el toolbox linealizó el modelo y trabajó con la matriz linealizada, la gráfica de salida del sistema muestra un comportamiento como si la entalpia variara en el tiempo de una forma lineal. Las acciones de control están en el rango de operación que se incorporó en las restricciones de estas.

Figura 28. Referencia para la cámara 1 y tiempo de simulación

Simulation settings

Controller

MPC11

☒ Close loops

Plant

MPC11\_Plant

☒ Enforce constraints

Duration

6000

Control interval

1430

Setpoints

Name	Units	Type	Initial Value	Size	Time	Period	Look Ahead
hmc		Constant	319.0205				<input type="checkbox"/>

Unmeasured disturbances

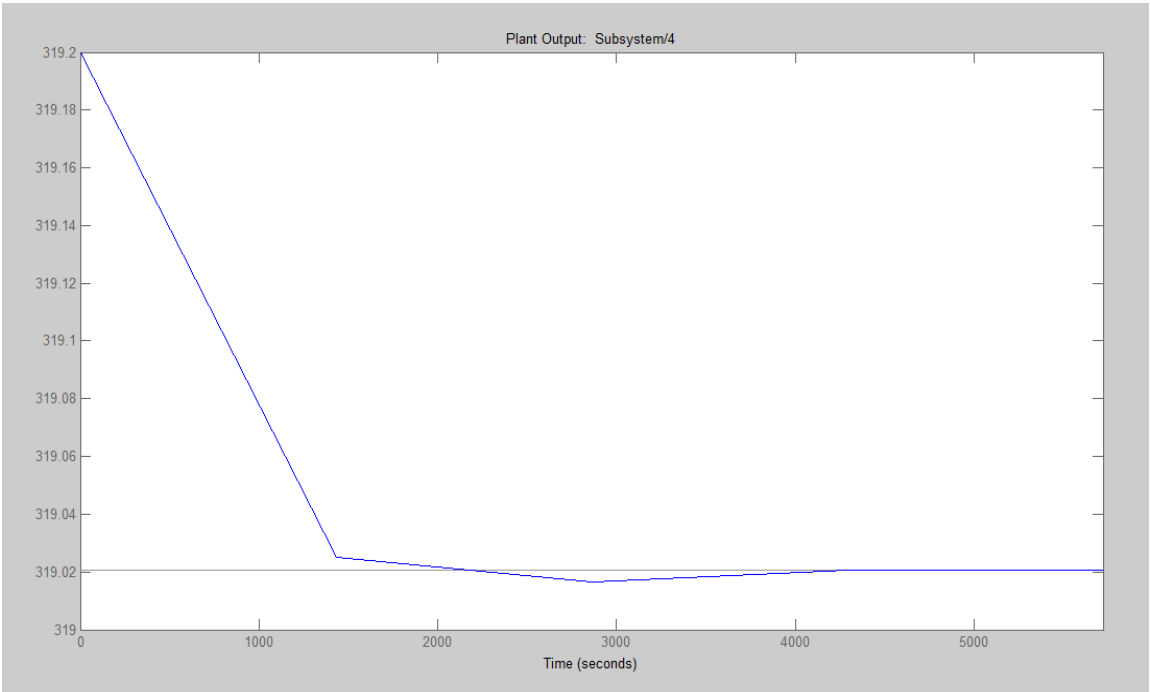
Name	Units	Type	Initial Value	Size	Time	Period
hmc		Constant	0.0			
Fsemilla		Constant	0.0			
Fmeladura		Constant	0.0			
Fvc		Constant	0.0			

Simulate

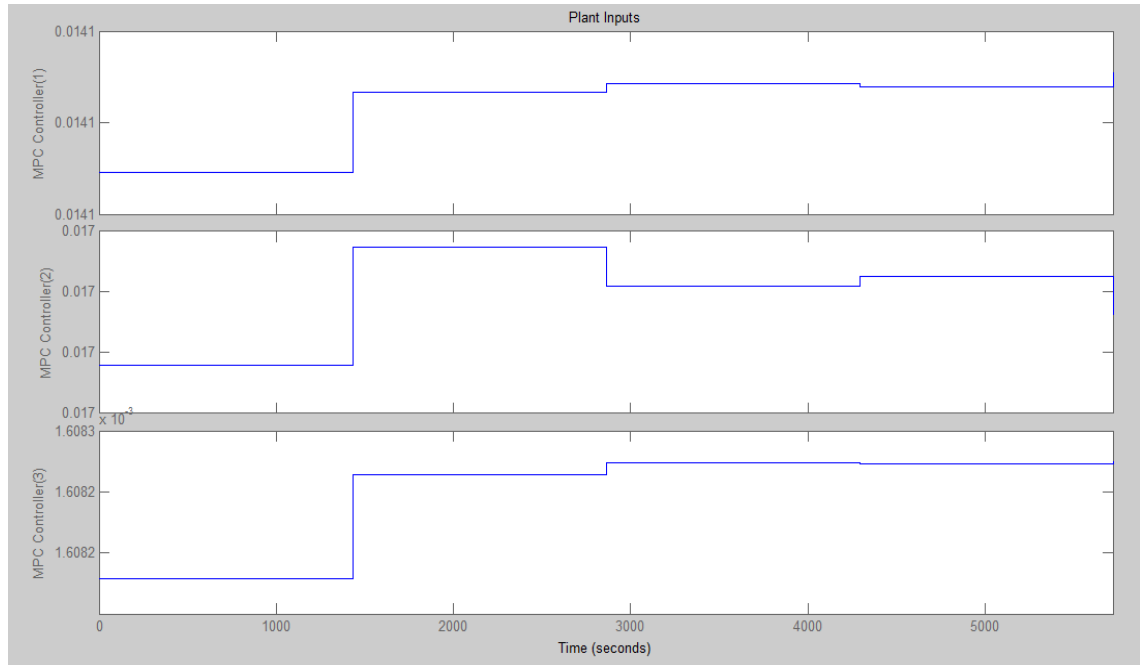
Help

Tuning Advisor

Figura 29. Simulación de la salida controlada cámara 1



**Figura 30. Simulación de las acciones de control cámara 1**

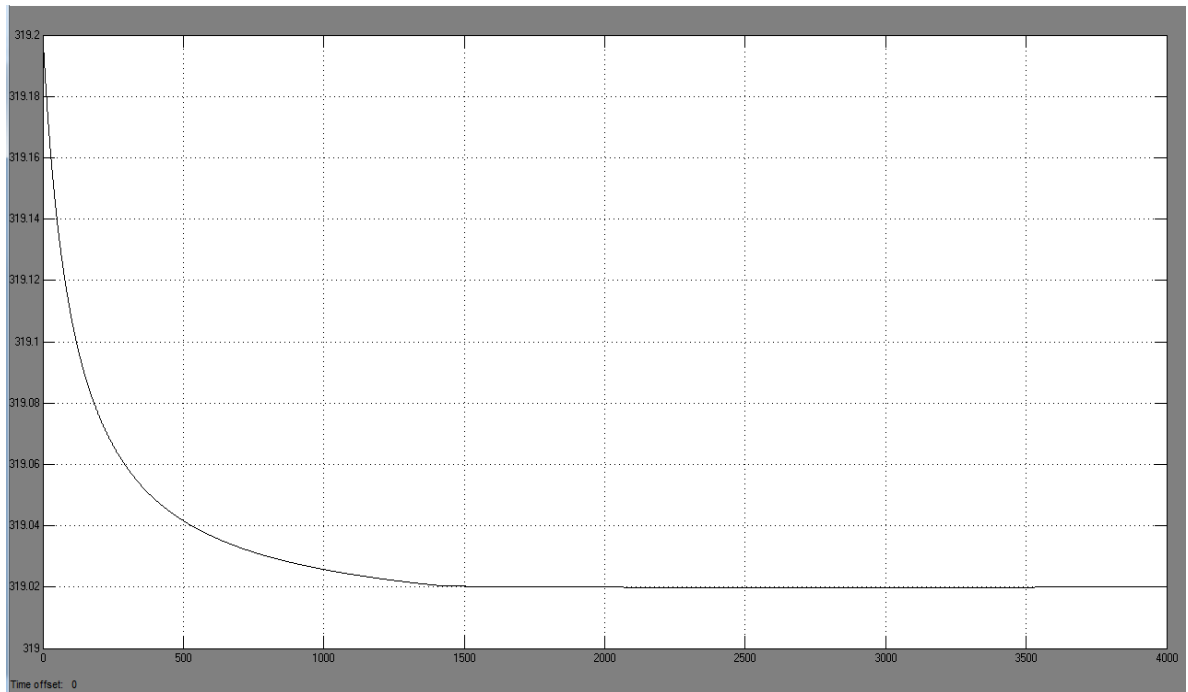


Para corroborar el funcionamiento del controlador diseñado, se exporta y se conecta con el modelo obtenido de la cámara 1, para comprobar que controle la entalpía de la masa cocida con sus no linealidades. En la Figura 31, se observa el comportamiento de la entalpía de la masa cocida en el modelo no lineal, evidenciando que llegó al valor de referencia en el tiempo de estabilización designado y manteniéndole por el resto del intervalo de tiempo.

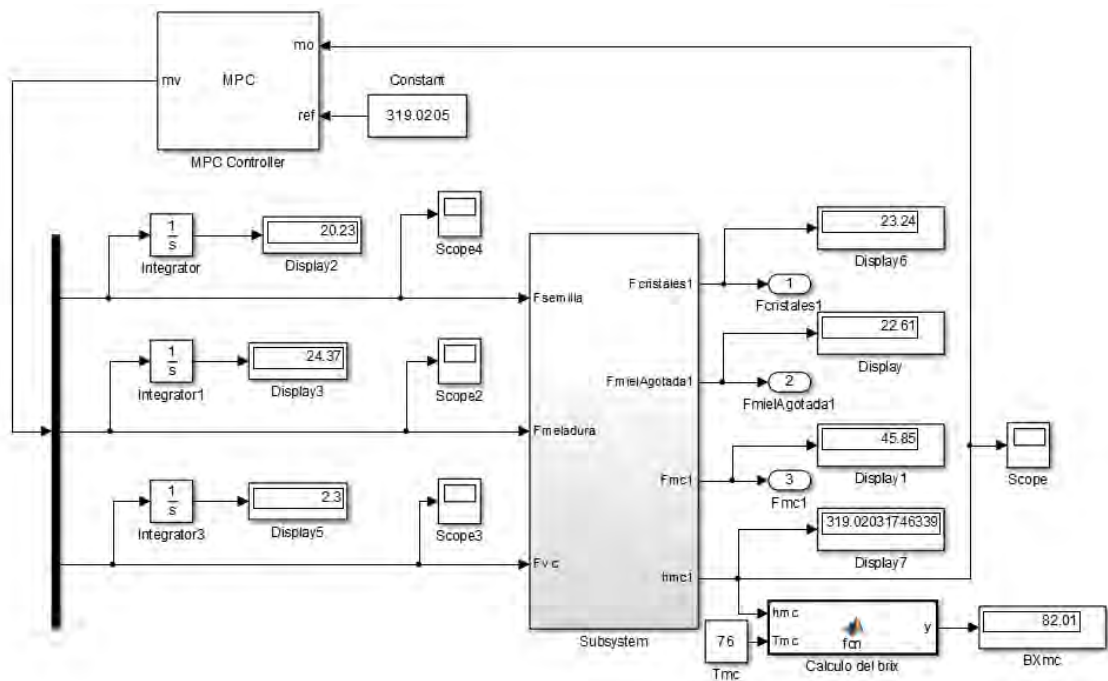
En la Figura 32 se presenta las toneladas de los flujos de entrada necesarios para llegar al valor de referencia de la entalpía en el tiempo de templa de la cámara, en el Display asociado al flujo de vapor de calentamiento se observa que las toneladas de vapor corresponden a las del índice de desempeño planteado mediante el modelo estático, estas corresponden a 2,3 toneladas de vapor de flujo de calentamiento.

El controlador diseñado para esta cámara satisface el objetivo general del proyecto ya que garantiza una operación óptima en la producción del azúcar, ya que se está optimizando en la variación de los flujos de entrada entre esos el vapor de calentamiento el cual es el índice de desempeño planteado. La optimización está presente en las restricciones que se tuvieron en cuenta para el diseño del controlador.

**Figura 31. Respuesta controlada de la entalpia de la masa cocida para la cámara 1**



**Figura 32. Visualización de los valores de entradas y salidas de la cámara 1 en el tiempo de templa.**



## 10.2 CONTROL CAMARA 2

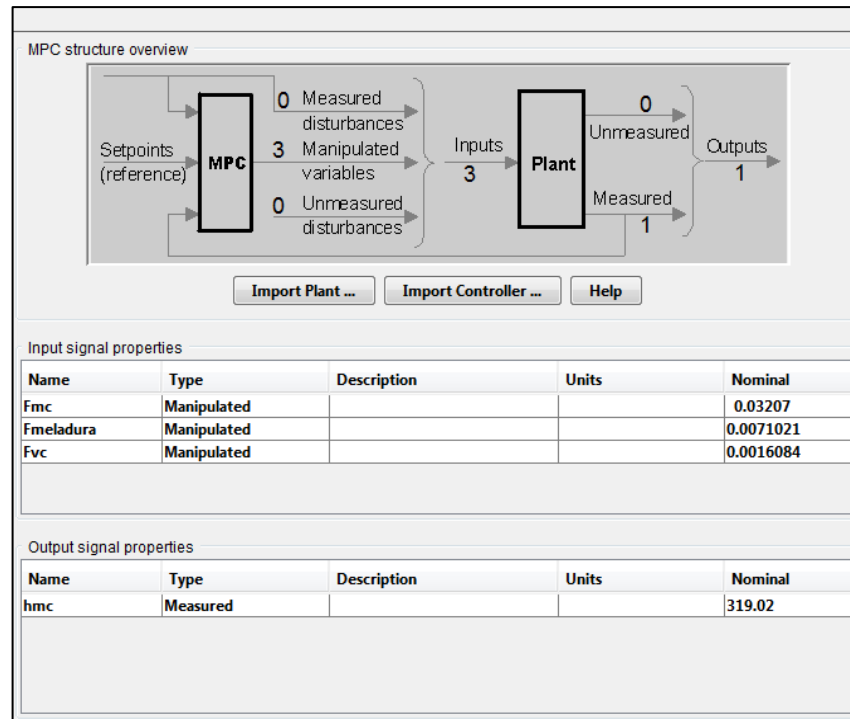
Cuando se conectó el modelo de la cámara 2 con el controlador, este automáticamente linealizó el modelo en los puntos de equilibrio correspondientes a las condiciones iniciales del sistema. La matriz linealizada de la cámara 2 fue:

$$\begin{bmatrix} \dot{x}_3 \\ \dot{x}_4 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 0 & 0 \\ 0.3747 & 0.0004363 \end{bmatrix} * \begin{bmatrix} x_3 \\ x_4 \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} 1 & 1 & 0 \\ 0.000157 & -8.23 & 812.4 \end{bmatrix} * \begin{bmatrix} u_1 \\ u_2 \\ u_3 \end{bmatrix}$$

$$y = \begin{bmatrix} 0 & 1 \end{bmatrix} * \begin{bmatrix} x_3 \\ x_4 \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} 0 & 0 & 0 \end{bmatrix} * \begin{bmatrix} u_1 \\ u_2 \\ u_3 \end{bmatrix}$$

Después de tener linealizado el modelo, se designa las propiedades de las entradas del sistema y de la salida, estas corresponden a los valores iniciales de las variables. Como condición inicial se tiene una entalpia correspondiente a un brix del 82%, que es el brix de la masa cocida de la cámara anterior. En la Figura 33, se observa la asignación de los valores iniciales de las entradas y salida, y el esquema de control del MPC.

**Figura 33. Asignación de las propiedades de entradas y salida para la cámara 2.**



La asignación de los horizontes es igual que la cámara 1, ya que el modelo de cada cámara presenta la misma dinámica. El tiempo de estabilización es el correspondiente al tiempo de templa, que para cada cámara es igual.

Para las restricciones, de igual forma se asoció la máxima variación que se puede dar por segundos en los flujos de entrada para obtener el índice de desempeño para esta cámara, los valores corresponden a los utilizados en la simulación del modelo dinámico de las tres cámaras disponibles en la Tabla 3.

Para el máximo valor, se utilizó el mismo criterio de que las válvulas de los flujos de entrada, como máximo permiten una apertura para que el flujo sea 10 veces mayor a la variación por segundo. La asignación de las restricciones se observan en la Figura 34.

La referencia para la salida en la cámara 2, es llegar a una entalpia de 318.9606 KJ/Kg, que corresponde a un brix de 86% que es el brix deseado para la cámara 2. Antes de simular se especifica el tiempo de duración de la simulación, Figura 35.

**Figura 34. Asignación de las restricciones para la cámara 2**

The screenshot shows a software window with four tabs: 'Model and Horizons', 'Constraints' (selected), 'Weight Tuning', and 'Estimation (Advanced)'. The 'Constraints' tab is divided into two sections: 'Constraints on manipulated variables' and 'Constraints on output variables'.

**Constraints on manipulated variables**

Name	Units	Minimum	Maximum	Max Down Rate	Max Up Rate
Fmc		0	0.3207	0	0.03207
Fmeladura		0	0.071021	0	0.0071021
Fvc		0	0.016084	0	0.0016084

**Constraints on output variables**

Name	Units	Minimum	Maximum
hmc		-Inf	Inf

At the bottom of the window, there are two buttons: 'Constraint Softening' and 'Help'.



**Figura 35. Referencia para la cámara 2 y tiempo de simulación.**

Simulation settings

Controller
MPC12

☒ Close loops

Plant
MPC12\_Plant

☒ Enforce constraints

Duration
6000
Control interval
1430

Setpoints

Name	Units	Type	Initial Value	Size	Time	Period	Look Ahead
hmc		Constant	318.9606				<input type="checkbox"/>

Unmeasured disturbances

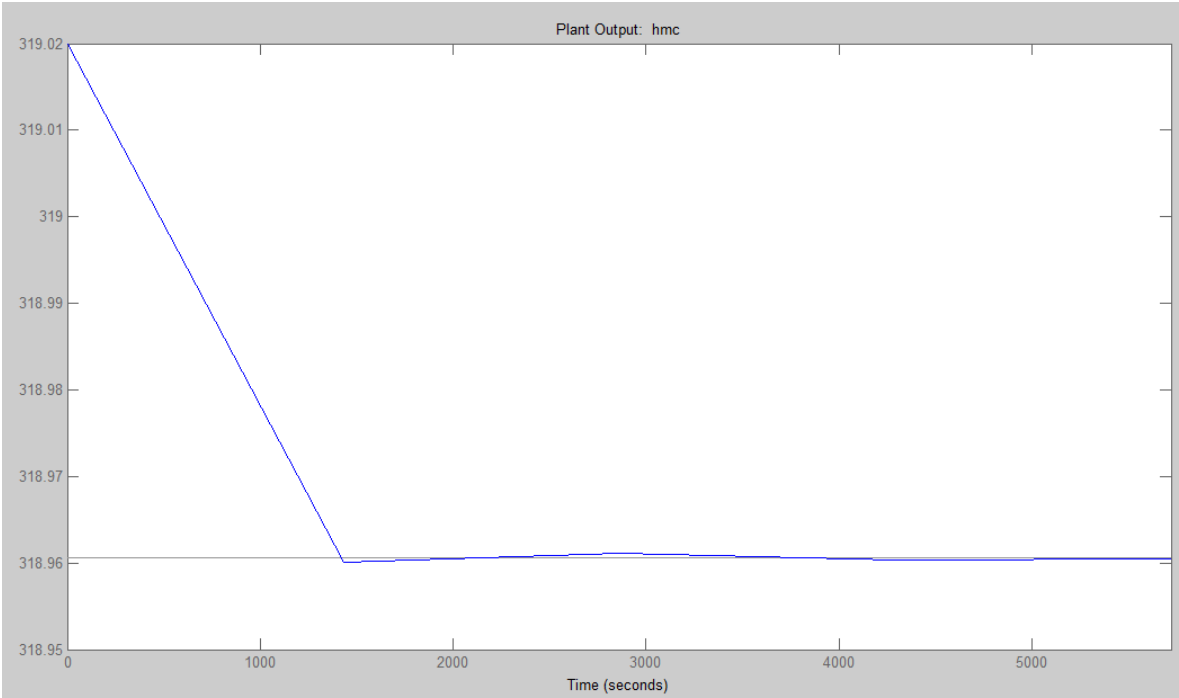
Name	Units	Type	Initial Value	Size	Time	Period
hmc		Constant	0.0			
Fmc		Constant	0.0			
Fmeladura		Constant	0.0			
Fvc		Constant	0.0			

Simulate
Help
Tuning Advisor

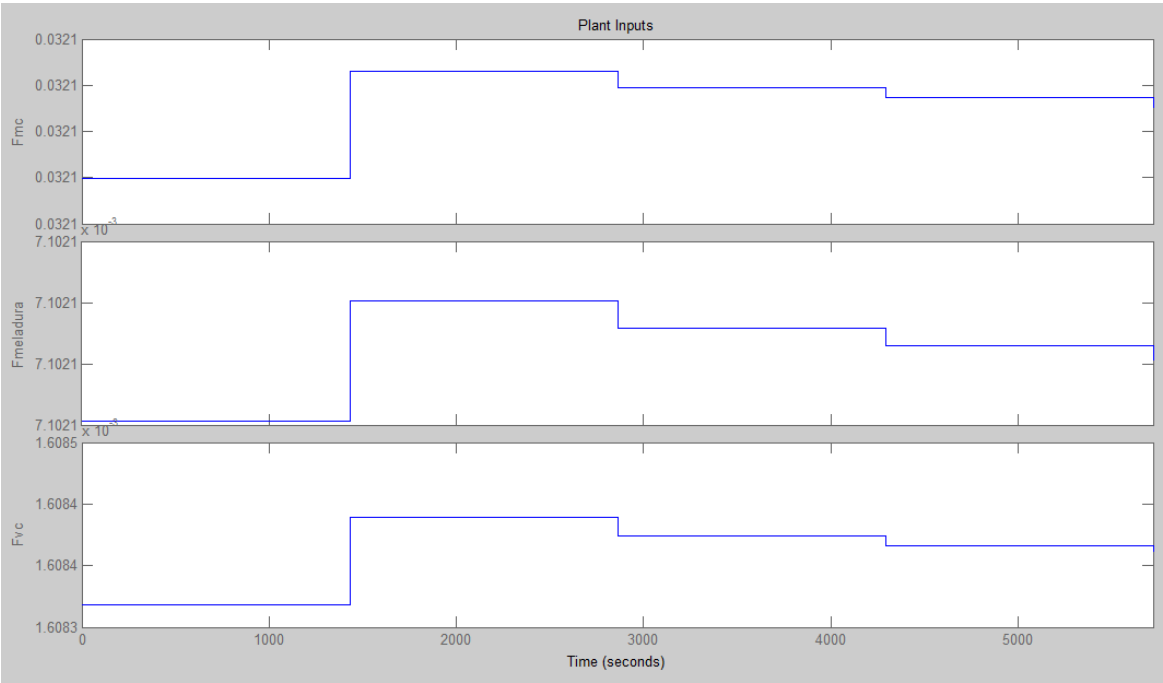
Al realizar la simulación, se obtuvo un gráfico donde se observa la salida del sistema controlada en la entalpia de referencia, Figura 36. Además de las acciones de control para obtener y mantener la salida en el valor de referencia, Figura 37.

De igual forma que en la cámara 1, la gráfica de salida del sistema muestra un comportamiento como si la entalpia variara en el tiempo de una forma lineal, debida a la linealización del toolbox. Las acciones de control están en el rango de operación que se incorporó en las restricciones de estas.

**Figura 36. Simulación de la salida controlada cámara 2**

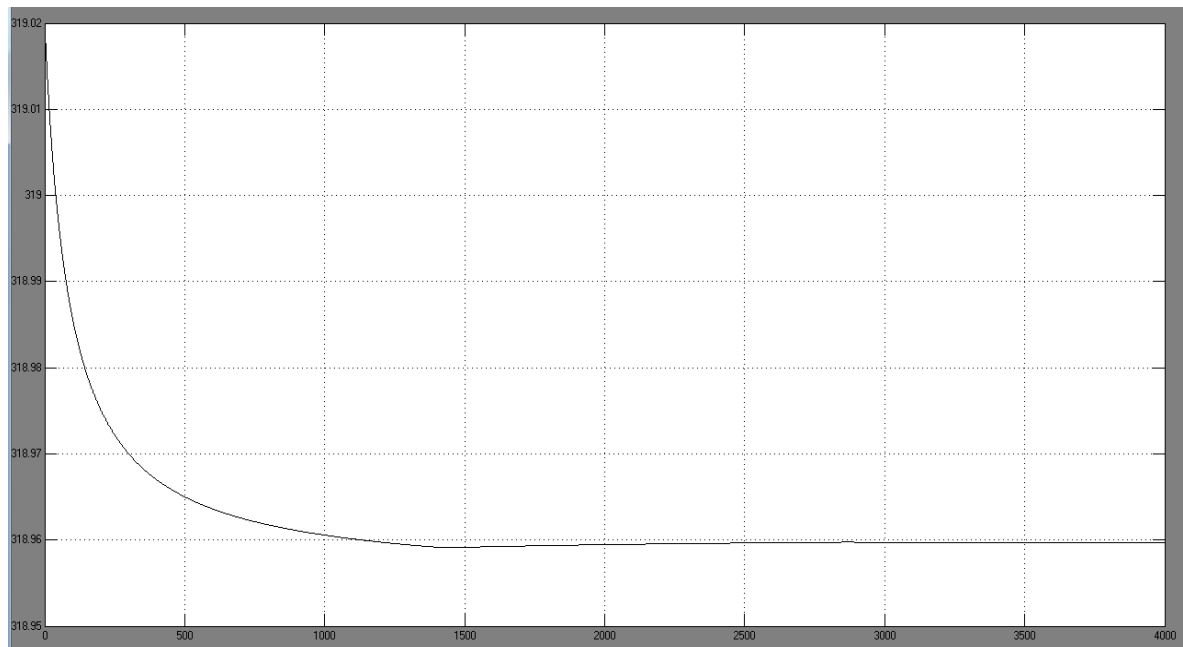


**Figura 37. Simulación de las acciones de control cámara 2**



El controlador diseñado, se exportó y se conectó con el modelo obtenido de la cámara 2, para comprobar que controle la entalpía de la masa cocida con sus no linealidades. En la Figura 38, se observa el comportamiento de la entalpía de la masa cocida en el modelo no lineal, evidenciando que llegó al valor de referencia en el tiempo de estabilización designado y manteniéndole por el resto del intervalo de tiempo.

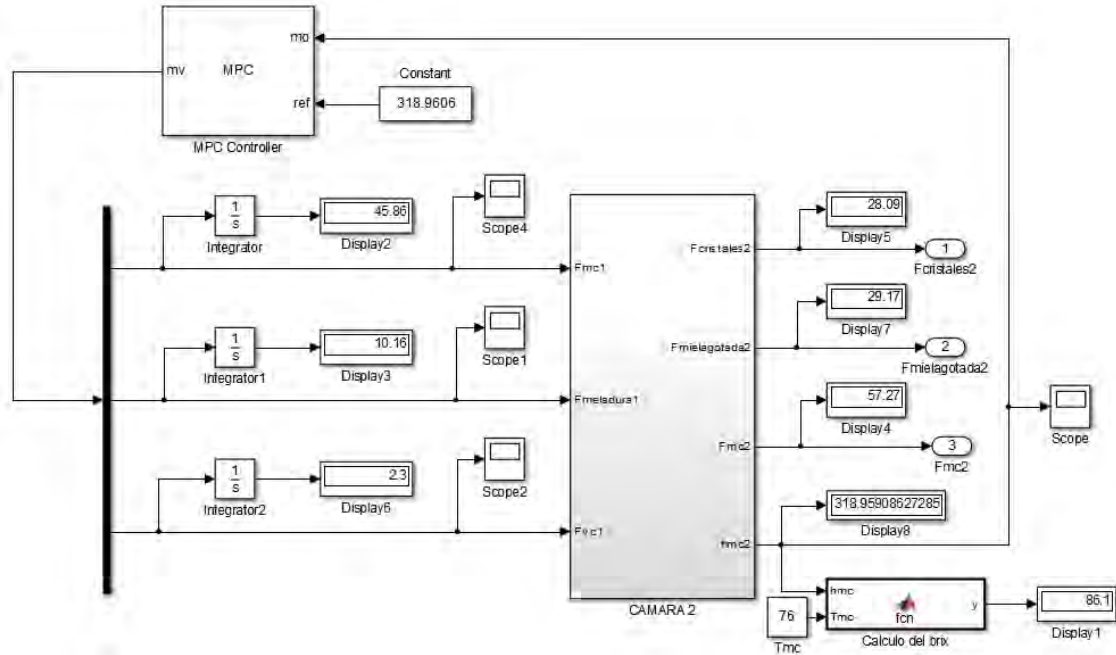
**Figura 38. Respuesta controlada de la entalpía de la masa cocida para la cámara 2**



En la Figura 39 se presenta las toneladas de los flujos de entrada necesarios para llegar al valor de referencia de la entalpía en el tiempo de templa de la cámara, en el Display asociado al flujo de vapor de calentamiento se observa que las toneladas de vapor corresponden a las del índice de desempeño planteado mediante el modelo estático.

El controlador diseñado para esta cámara satisface el objetivo general del proyecto ya que garantiza una operación óptima en la producción del azúcar, ya que se está optimizando en la variación de los flujos de entrada entre esos el vapor de calentamiento el cual es el índice de desempeño planteado. La optimización está presente en las restricciones que se tuvieron en cuenta para el diseño del controlador.

**Figura 39. Visualización de los valores de entradas y salidas de la cámara 2 en el tiempo de templa.**



### 10.3 CONTROL CAMARA 3

Cuando se conectó el modelo de la cámara 3 con el controlador, este automáticamente linealizó el modelo en los puntos de equilibrio correspondientes a las condiciones iniciales del sistema. La matriz linealizada de la cámara 3 fue:

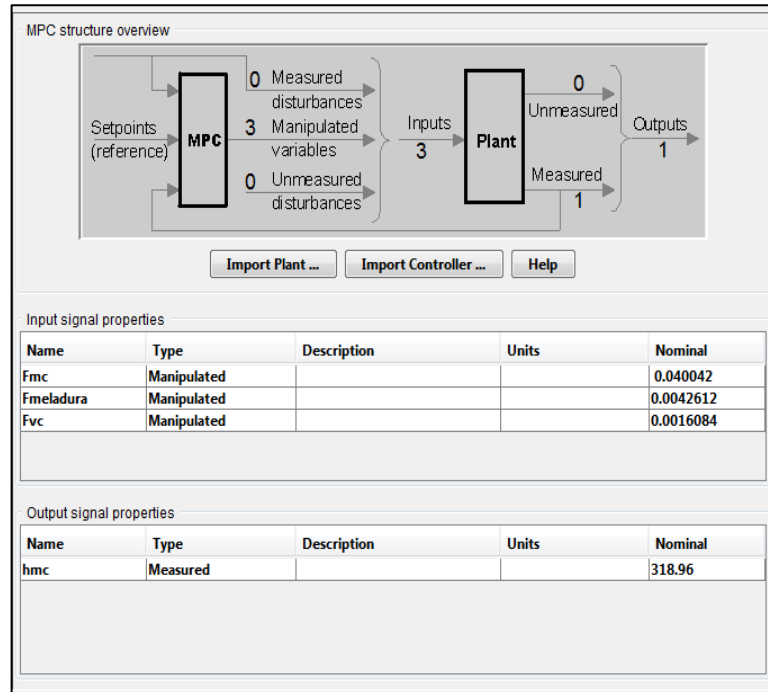
$$\begin{bmatrix} \dot{x}_3 \\ \dot{x}_4 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 0 & 0 \\ 0.3818 & 0.0004363 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} x_3 \\ x_4 \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} 1 & 1 & 0 \\ 0.0001797 & -8.212 & 812.4 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} u_1 \\ u_2 \\ u_3 \end{bmatrix}$$

$$y = \begin{bmatrix} 0 & 1 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} x_3 \\ x_4 \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} 0 & 0 & 0 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} u_1 \\ u_2 \\ u_3 \end{bmatrix}$$

Como en las dos cámaras anteriores, se debe designar las propiedades de las entradas del sistema y de la salida, estas corresponden a los valores iniciales de las variables. Como condición inicial se tiene una entalpia correspondiente a un brix del 86%, que es el brix de la masa cocida de la cámara anterior. En la Figura

40, se observa la asignación de los valores iniciales de las entradas y salida, y el esquema de control del MPC.

**Figura 40. Asignación de las propiedades de entradas y salida para la cámara 3.**



La asignación de los horizontes y el tiempo de estabilización es igual que en las otras cámaras ya que presentan la misma dinámica y el tiempo de templa para cada cámara es igual.

Para las restricciones, de igual forma se asoció la máxima variación que se puede dar por segundos en los flujos de entrada para obtener el índice de desempeño para esta cámara, los valores corresponden a los utilizados en la simulación del modelo dinámico de las tres cámaras disponibles en la Tabla 3.

Para el máximo valor, se utilizó el mismo criterio de que las válvulas de los flujos de entrada, como máximo permiten una apertura para que el flujo sea 10 veces mayor a la variación por segundo. La asignación de las restricciones se observan en la Figura 41.

**Figura 41. Asignación de las restricciones para la cámara 3**

Model and Horizons		Constraints	Weight Tuning	Estimation (Advanced)	
Constraints on manipulated variables					
Name	Units	Minimum	Maximum	Max Down Rate	Max Up Rate
Fmc		0	0.40042	0	0.040042
Fmeladura		0	0.042612	0	0.0042612
Fvc		0	0.016084	0	0.0016084
Constraints on output variables					
Name	Units	Minimum	Maximum		
hmc		-Inf	Inf		
<input type="button" value="Constraint Softening"/> <input type="button" value="Help"/>					

La referencia para la salida en la cámara 3, es llegar a una entalpia de 318.9007 KJ/Kg, que corresponde a un brix de 90% que es el brix deseado para la cámara 3. Antes de simular se especifica el tiempo de duración de la simulación, Figura 42.

Al realizar la simulación se obtuvo un gráfico donde se observa la salida del sistema controlada en la entalpia de referencia, Figura 43. Además de las acciones de control para obtener y mantener la salida en el valor de referencia, Figura 44.

De igual forma que en las otras dos cámaras, la gráfica de salida del sistema muestra un comportamiento como si la entalpia variara en el tiempo de una forma lineal, debida a la linealización del toolbox. Las acciones de control están en el rango de operación que se incorporó en las restricciones de estas.

Figura 42. Referencia para la cámara 3 y tiempo de simulación

Simulation settings

Controller

MPC13

☒ Close loops

Plant

MPC13\_Plant

☒ Enforce constraints

Duration

6000

Control interval

1430

Setpoints

Name	Units	Type	Initial Value	Size	Time	Period	Look Ahead
hmc		Constant	318.9007				<input type="checkbox"/>

Unmeasured disturbances

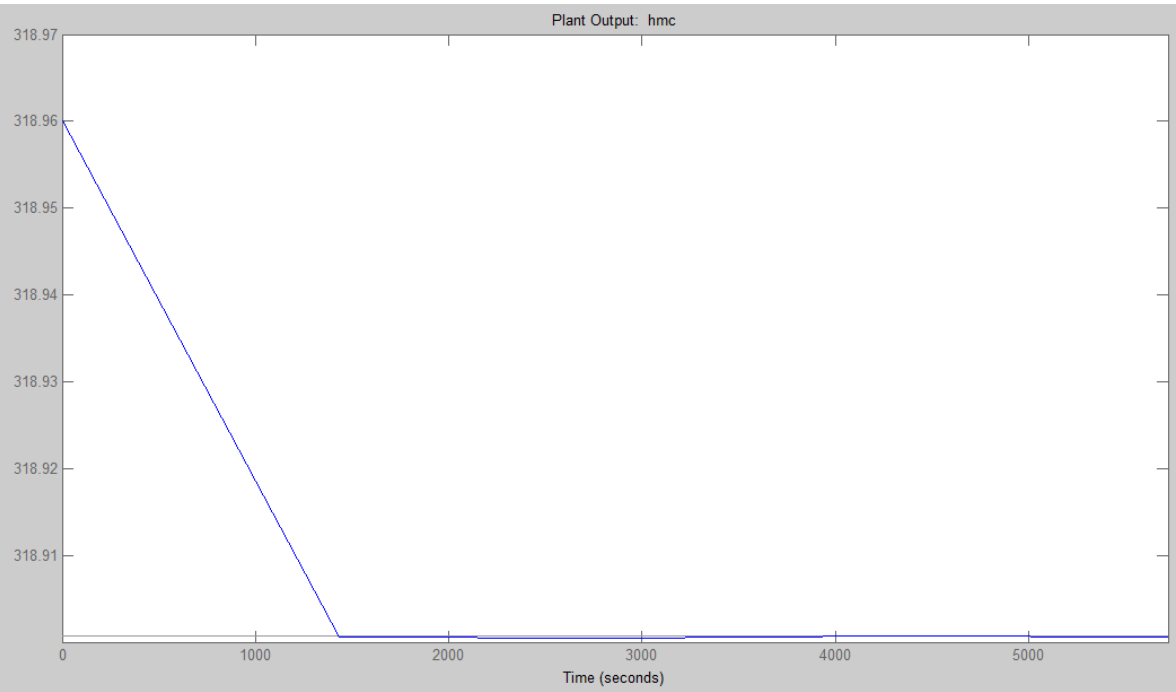
Name	Units	Type	Initial Value	Size	Time	Period
hmc		Constant	0.0			
Fmc		Constant	0.0			
Fmeladura		Constant	0.0			
Fvc		Constant	0.0			

Simulate

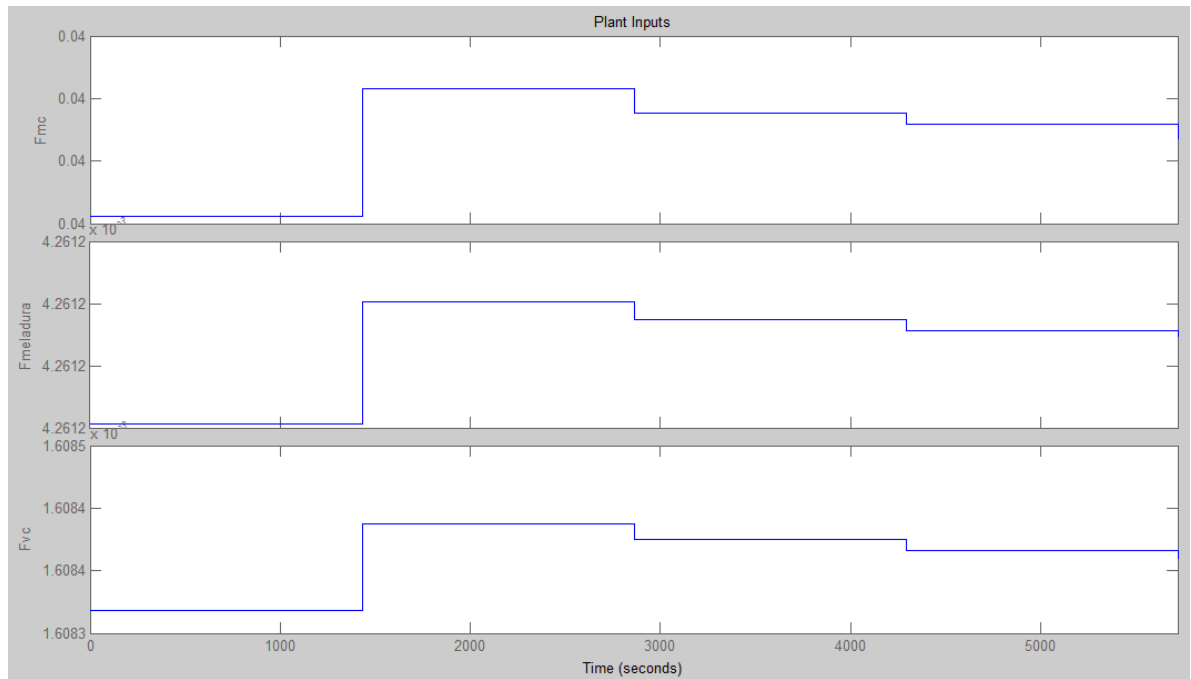
Help

Tuning Advisor

Figura 43. Simulación de la salida controlada cámara 3



**Figura 44. Simulación de las acciones de control cámara 3**



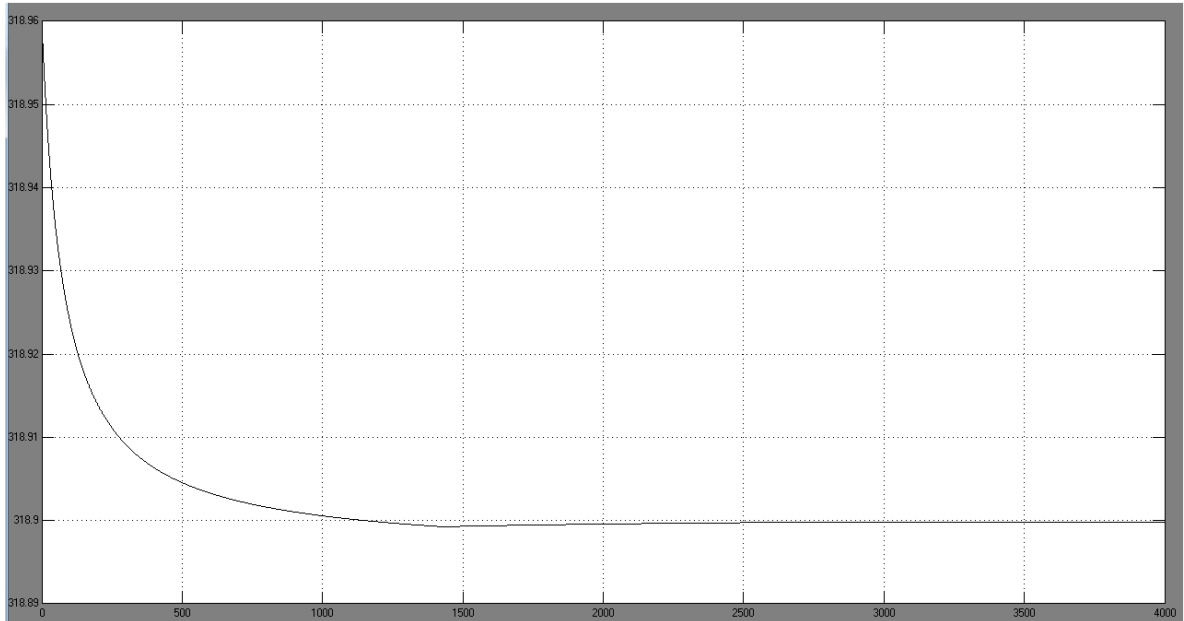
El controlador diseñado, se exportó y se conectó con el modelo obtenido de la cámara 3, para comprobar que controle la entalpía de la masa cocida con sus no linealidades. En la Figura 45, se observa el comportamiento de la entalpía de la masa cocida en el modelo no lineal, evidenciando que llegó al valor de referencia en el tiempo de estabilización designado y manteniéndole por el resto del intervalo de tiempo.

En la Figura 46 se presenta las toneladas de los flujos de entrada necesarios para llegar al valor de referencia de la entalpía en el tiempo de templa de la cámara, en el Display asociado al flujo de vapor de calentamiento se observa que las toneladas de vapor corresponden a las del índice de desempeño planteado mediante el modelo estático.

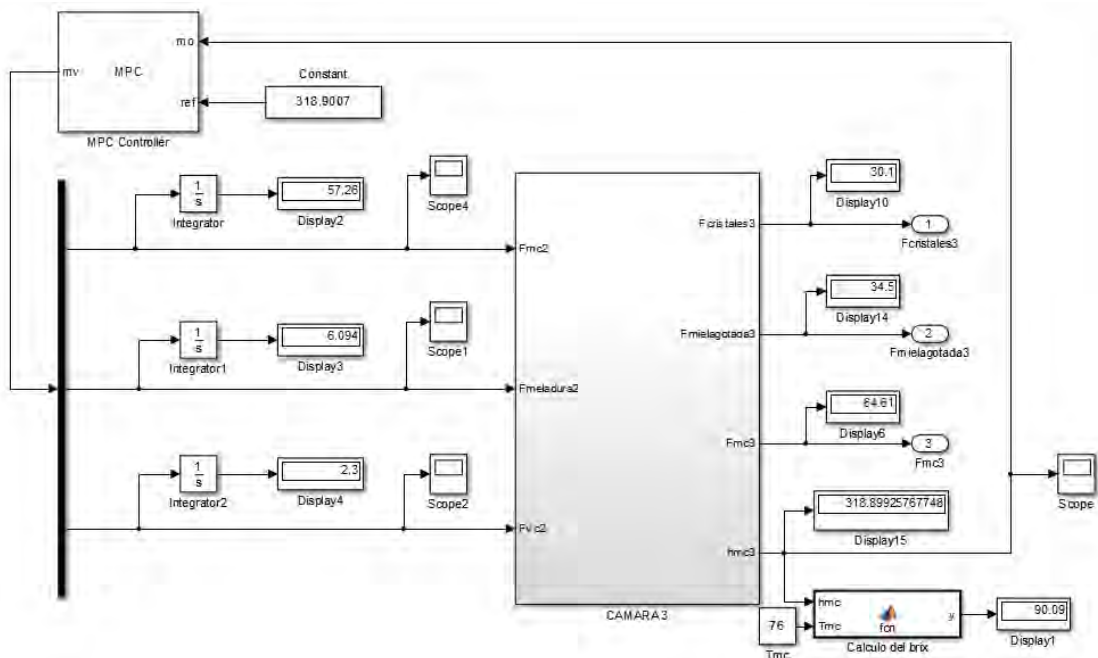
El controlador diseñado para esta cámara satisface el objetivo general del proyecto ya que garantiza una operación óptima en la producción del azúcar, ya que se está optimizando en la variación de los flujos de entrada entre esos el vapor de calentamiento el cual es el índice de desempeño planteado. La optimización está presente en las restricciones que se tuvieron en cuenta para el diseño del controlador.



**Figura 45. Respuesta controlada de la entalpia de la masa cocida para la cámara 3**



**Figura 46. Visualización de los valores de entradas y salidas de la cámara 3 en el tiempo de templa.**

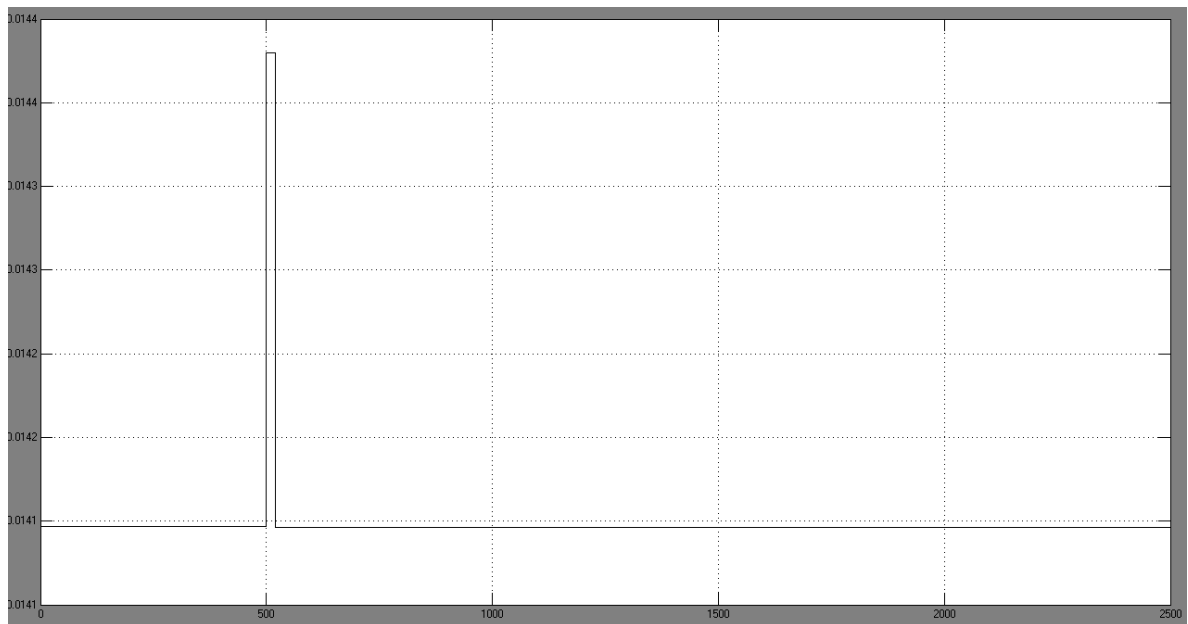


## 10.4 ANALISIS ANTE PERTURBACIONES

Se realizó un análisis de perturbaciones solo a una de las cámaras, debido a que la dinámica de las tres cámaras es igual. Se simuló como perturbación un incremento del 5% en el flujo de semilla durante 30 segundos, con el objetivo de determinar si el controlador podía llegar al valor de referencia teniendo en cuenta perturbaciones que se pueden presentar en cualquier momento por fallas mecánicas en las válvulas de alimentación del tacho.

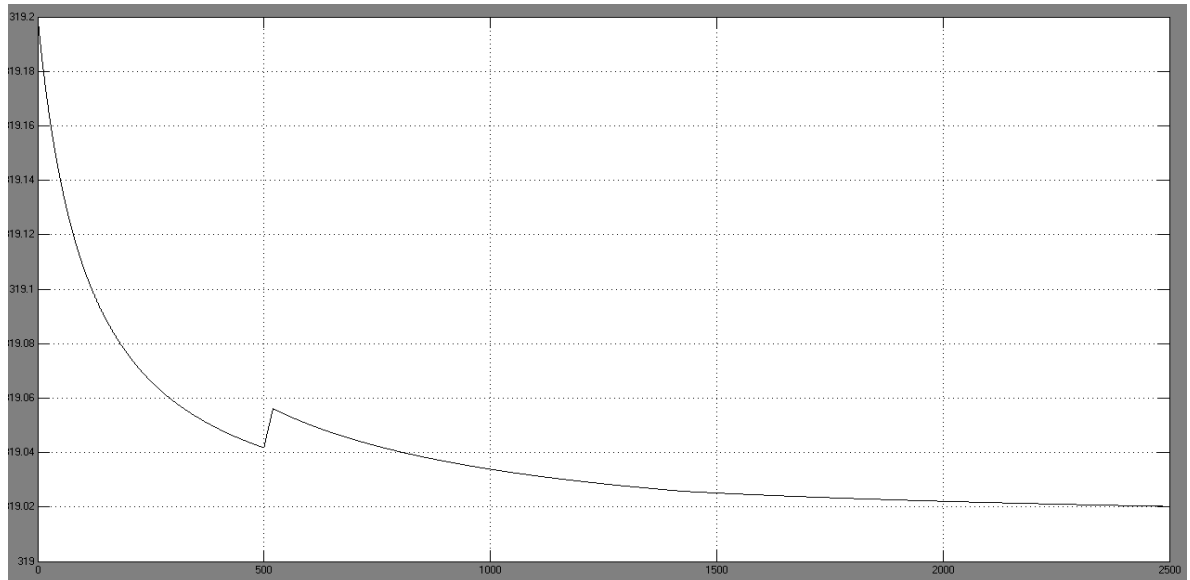
En la Figura 47, se observa que en los 500 segundos se genera una perturbación en el flujo de semilla. Para percibir la perturbación se amplió la escala de medida ya que los flujos son de una magnitud muy pequeña, por esto se observa como si la perturbación fuera muy grande pero es solo un 5% mayor del flujo nominal.

**Figura 47. Perturbación en el flujo de semilla**



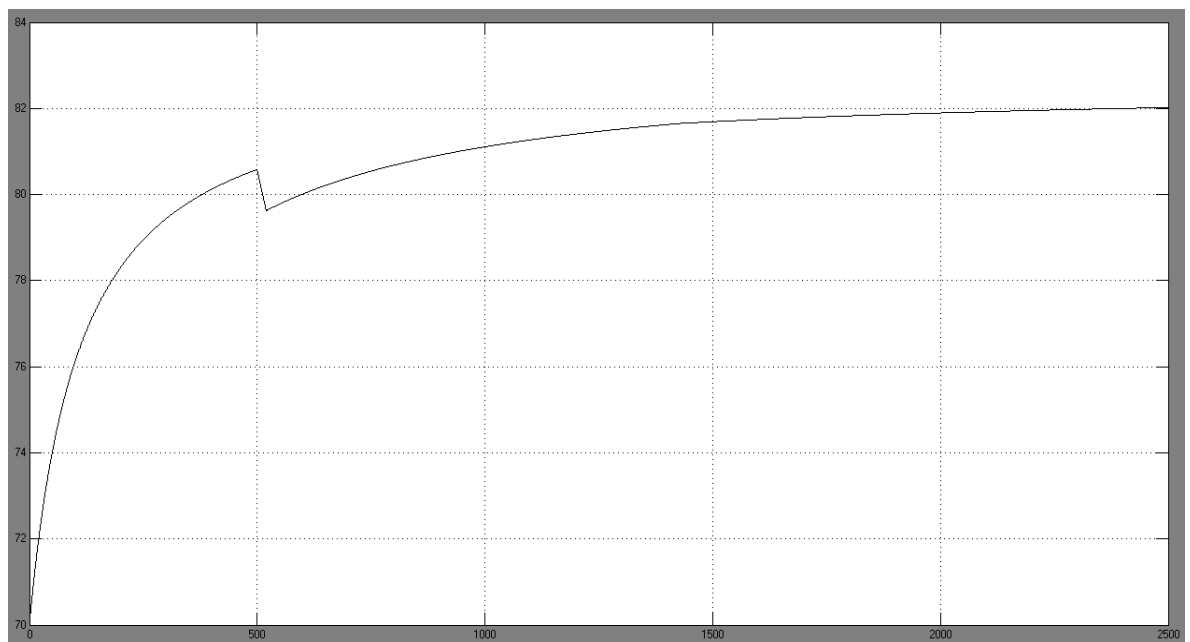
En la Figura 48, se observa la salida del controlador. En esta se evidencia que hubo una perturbación durante un periodo de tiempo, en donde el controlador funciono correctamente llegando a la referencia de entalpia. Se llegó al valor de referencia en un tiempo de estabilización mayor, mientras se compensaban los ajustes, aproximadamente de 2500 segundos

**Figura 48. Entalpia de la masa cocida, análisis de una perturbación**



En la Figura 49, se observa el comportamiento del brix que es el parámetro de producción para el índice de desempeño planteado. De igual forma se tiene una variación repentina en los 500 segundos donde se realizó la perturbación, pero se llegó al valor deseado del 82% gracias al control de la entalpia.

**Figura 49. Brix de la masa cocida, análisis de una perturbación**



## 11. CONCLUSIONES

Se logró cumplir con el objetivo del proyecto mediante el diseño del control predictivo MPC para cada una de las cámaras del tachó continuo vertical, en los cuales se incorporaron las restricciones en los flujos de entrada para garantizar una operación óptima desde el punto de vista de producción.

Como índice de desempeño se escogió las toneladas de vapor necesarias para la producción en cada cámara de una masa cocida con un brix determinado, la relación se dio mediante la entalpía de la masa cocida por medio de los balances de energía de los modelos.

Con el modelo dinámico se relacionó para cada cámara un sistema multivariable con dinámicas no lineales en la entalpía y brix de la masa cocida. Además se obtuvo el comportamiento para distintas variables de producción en el proceso de cristalización, como el flujo de los cristales, flujo de la miel agotada y flujo de la masa cocida. El comportamiento de estas variables fue lineal.

Se encontró que la estrategia de control más adecuada para cumplir con el objetivo de garantizar una operación óptima en la producción para el proceso de cristalización, fue el control predictivo basado en modelo (MPC), ya que las actuaciones responden a la optimización de un criterio. Esto se obtuvo a partir de la búsqueda bibliográfica de distintas estrategias de control viables al proceso, donde el criterio de selección se basó en que el controlador permitiera fácilmente la incorporación de restricciones.

Al simular las tres cámaras con sus controladores, se evidenció el funcionamiento correcto de estos ya que se llegaba a la entalpía necesaria para obtener el brix deseado en cada una de las cámaras. La entalpía se mantuvo controlada mediante la actuación de los flujos de entrada de cada cámara, teniendo en cuenta las variaciones dadas por las restricciones en el diseño de los controladores.

El controlador funcionó con la incorporación de una perturbación en el flujo de semilla pero en un tiempo mayor mientras se compensaban los ajustes en los actuadores.

## **12. RECOMENDACIONES**

Para la simulación del modelo estático, se debe tener el factor de corrección para el cálculo de la sobresaturación. Ya que este se basa es un cálculo teórico para una determinada temperatura, pero para cada tachó el valor difiere en un mínimo valor por las condiciones físicas y de elaboración del tachó.

Para la simulación del modelo dinámico se debe conocer el valor de meladura inicial que se encuentra en las cámaras antes de la etapa de siembra y el brix de esta meladura, para añadir la condición inicial de la entalpía del proceso.

Se debe conocer la tasa de crecimiento de los cristales para las cámaras, la manera más apropiada es realizar pruebas de la cantidad de sacarosa que se convirtió en cristales en diferentes templás. Para esto se necesita acceder a datos históricos del proceso de cristalización.

Para la asignación del horizonte de predicción se debe tener en cuenta que el modelo es inestable, por lo cual no se debe colocar un horizonte con altos intervalos de tiempo, ya que se tomaría muchos puntos variantes en todo momento.

## BIBLIOGRAFÍA

ACEDO SÁNCHEZ, José. Instrumentación y control avanzado de procesos [en línea]. Madrid: Ediciones Díaz de Santos, 2006. 621 p [consultado 02 de marzo de 2015]. Disponible en Internet: [https://books.google.com.co/books?id=3NkfbokoggcC&redir\\_esc=y](https://books.google.com.co/books?id=3NkfbokoggcC&redir_esc=y)

ARCA, Manuel P y ESPARZA, Raúl. Haciendo azúcar: Tachos. Miami: ACRA CORPORATION, 2001. 215 p.

BMA, Tacho continuo vertical [en línea]. México D.F: Equipos para Ingenios, S.A. [consultado 07 de Marzo de 2015]. Disponible en Internet: <http://www.equiposparaingenios.com.mx/tachos01.htm>

BORDÓNS ALBA, Carlos. Control predictivo: metodología, tecnología y nuevas perspectivas [en línea], 2000 [consultado 17 de junio de 2015]. Disponible en Internet: <http://control-ps2316-sept2009.wikispaces.com/file/view/CONTROL+PREDICTIVO.pdf>

COSCO GRIMANEY, Jorge. Estructuras avanzadas de control [en línea], Lima: coscomantauni 2011, [consultado 09 de marzo de 2015]. Disponible en Internet: <https://coscomantauni.files.wordpress.com/controladores-avanzados>

DE LA CRUZ CERÓN, Julián. Simulación de entradas y salidas de un tacho en Ceniprof del Centro de Investigación de la Caña de azúcar (Cenicaña). Santiago de Cali, 2014. 1 archivo de computador.

DE LA CRUZ CERÓN, Julián. Entradas y salidas de un tacho continuo en Ceniprof del Centro de Investigación de la Caña de azúcar (Cenicaña). Santiago de Cali, 2015. 1 archivo de computador.

Dry Saturated Steam Line [en línea] steam Table. Cheltenham: Spirax-Sarco [consultado 06 de junio de 2015]. Disponible en Internet: <http://www2.spiraxsarco.com/resources/steam-tables/saturated-steam.asp>

El sector azucarero colombiano en la actualidad [en línea]. Santiago de Cali: Asociación de cultivadores de caña de azúcar de Colombia, 2015 [Consultado 09 de Marzo de 2015]. Disponible en Internet: <http://www.asocana.org/publico/info.aspx?Cid=215>.

GARCÍA, Anabel. Modelado y simulación de proceso batch: sección de cristalización de una azucarera [en línea], ecosimpro 2011 [consultado 08 de abril de 2015]. Disponible en Internet: [http://www.ecosimpro.com/wp-content/uploads/2015/02/C01\\_06\\_es.pdf](http://www.ecosimpro.com/wp-content/uploads/2015/02/C01_06_es.pdf)

LIMÓN MARRUEDO, Daniel. Control predictivo de sistemas no lineales con restricciones: estabilidad y robustez [en línea]. Trabajo de grado Doctor Ingeniero Industrial. Sevilla: Universidad de Sevilla. Facultad de ingeniería, 2002. 301 p [consultado 17 de junio de 2015]. Disponible en Internet: <http://www.esi2.us.es/~limon/papers/LimonPHD02.pdf>

MAZAEDA, Rogelio et al. Revista Iberoamericana de Automática e Informática Industrial [en línea]. En: Librería de modelos orientada a objetos para la simulación del cuarto de azúcar: cristalizador continuo por evaporación al vacío. Enero, 2011, vol. 8, p.100-111 [consultado 18 de febrero de 2015]. Disponible en Internet: <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S1697791211700127#>

MENA MORENO, Juan Carlos. Propuesta de investigación para Colciencias titulada “Operación óptima y tolerante a fallos de sistemas híbridos en procesos industriales”. Santiago de Cali, 2014. 1 archivo de computador.

PAZ SUAREZ, Luis Alberto, GEORGEVIA, Petia y FEYO DE AZEVEDO, Sebastiao. Model predictive for batch sugar crystallization process [en línea]. Oporto, 2007 [consultado 18 de Febrero de 2015]. Disponible en Internet: <http://www.intechopen.com/books/howtoreference/advanced-model-predictive-control/model-predictive-control-strategies-for-batch-sugar-crystallization-process>

Proceso de obtención de azúcar, Cristalización y centrifugación [en línea]. Santiago de Cali: Centro de Investigación de la Caña de azúcar (Cenicaña), 2004 [consultado 05 de Marzo de 2015]. Disponible en Internet: [http://www.cenicana.org/pop\\_up/fabrica/diagrama\\_obtencion.php](http://www.cenicana.org/pop_up/fabrica/diagrama_obtencion.php)

REIN, Peter. Cane sugar engineering. Berlin: Bartens, 2007. 768 p.

RODRÍGUEZ RAMÍREZ, Daniel y ALAMO CANTARERO, Teodoro. Estructuras de control industriales [en línea], [consultado 09 de marzo de 2015]. Disponible en Internet: [http://www.controlclass.com/Tema\\_7/Slides/Tema\\_7\\_Estructuras\\_de\\_Control\\_Industriales.pdf](http://www.controlclass.com/Tema_7/Slides/Tema_7_Estructuras_de_Control_Industriales.pdf)

RODRIGUEZ RAMIREZ, Daniel. Perspectiva general del control predictivo: Min-Max [en línea], Sevilla: esi2.us [consultado 17 de junio de 2015]. Disponible en Internet: <http://www.esi2.us.es/~danirr/CursoDoct.pdf>

ROJAS RODRIGUEZ, Héctor Fabio. Análisis comparativo de la eficiencia energética en el bombeo de agua en un intercambiador de calor usando técnicas de control predictivo. Trabajo de grado Master en Ingeniería. Santiago de Cali: Universidad Autónoma de Occidente. Facultad de Ingeniería, 2013. 134 p.

RUÍZ CANALES, Antonio y MOLINA MARTÍNEZ, José Miguel. Automatización y telecontrol de sistemas de riesgo [en línea]. Barcelona: Marcombo S.A, 2010. 409 p. [consultado 02 de marzo de 2015]. Disponible en Internet: [https://books.google.com.co/books?id=Kq4NigtcelwC&printsec=frontcover&hl=es&source=gbs\\_ge\\_summary\\_r&cad=0#v=onepage&q&f=false](https://books.google.com.co/books?id=Kq4NigtcelwC&printsec=frontcover&hl=es&source=gbs_ge_summary_r&cad=0#v=onepage&q&f=false)

SILVA PEREZ, Andrea. Estado del arte de los lazos de control existentes en ingenios del valle del cauca. Trabajo de grado Master en ingeniería con énfasis en Automática. Santiago de Cali: Universidad del Valle. Facultad de Ingeniería, 2008. 60 p.



## ANEXOS

### Anexo A. Valores tabla de vapor para una presión entre 10 y 25 psig

PRESION	ENTALPIA ESPECIFICA
10,00	2699,19
10,50	2700,11
11,00	2701,01
11,50	2701,89
12,00	2702,76
12,50	2703,61
13,00	2704,45
13,50	2705,27
14,00	2706,08
14,50	2706,88
15,00	2707,66
15,50	2708,43
16,00	2709,19
16,50	2709,93
17,00	2710,67
17,50	2711,39
18,00	2712,10
18,50	2712,80
19,00	2713,49
19,50	2714,17
20,00	2714,84
20,50	2715,51
21,00	2716,16
21,50	2716,80
22,00	2717,44
22,50	2718,06
23,00	2718,68
23,50	2719,29
24,00	2719,89
24,50	2720,48
25,00	2721,07

**Fuente:** Dry Saturated Steam Line [en línea,]: steam Table. Cheltenham: Spirax-Sarco [consultado 06 de junio de 2015]. Disponible en Internet: <http://www2.spiraxsarco.com/resources/steam-tables/saturated-steam.asp>

**Anexo B. Comparación y error para la regresión de los datos de la entalpía específica del vapor**

<b>PRESIÓN VAPOR CALENTAMIENTO</b>	<b>ENTALPIA ESPECIFICA DEL VAPOR DE CALENTAMIENTO</b>	<b>ENTALPIA SEGÚN EL MODELO</b>	<b>ERROR (%)</b>
10,00	2699,19	2699,28	0,00345
10,50	2700,11	2700,17	0,00222
11,00	2701,01	2701,05	0,00133
11,50	2701,89	2701,91	0,00077
12,00	2702,76	2702,76	0,00016
12,50	2703,61	2703,61	0,00012
13,00	2704,45	2704,44	0,00044
13,50	2705,27	2705,26	0,00043
14,00	2706,08	2706,07	0,00047
14,50	2706,88	2706,87	0,00054
15,00	2707,66	2707,65	0,00030
15,50	2708,43	2708,43	0,00009
16,00	2709,19	2709,19	0,00007
16,50	2709,93	2709,95	0,00056
17,00	2710,67	2710,69	0,00064
17,50	2711,39	2711,42	0,00105
18,00	2712,10	2712,14	0,00141
18,50	2712,80	2712,85	0,00173
19,00	2713,49	2713,54	0,00200
19,50	2714,17	2714,23	0,00224
20,00	2714,84	2714,91	0,00243
20,50	2715,51	2715,57	0,00221
21,00	2716,16	2716,22	0,00232
21,50	2716,80	2716,86	0,00238
22,00	2717,44	2717,50	0,00204
22,50	2718,06	2718,11	0,00202
23,00	2718,68	2718,72	0,00159
23,50	2719,29	2719,32	0,00112
24,00	2719,89	2719,91	0,00060
24,50	2720,48	2720,48	0,00005
25,00	2721,07	2721,05	0,00092